

VISIT...

LANZAROTE
Caliente.COM

Министерство образования Российской Федерации
ПЕНЗЕНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

А.Г.Ветошкин

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ЗАЩИТЫ ГИДРОСФЕРЫ

Учебное пособие

Пенза 2004

УДК 628.5
ББК 20.1

Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты защиты гидросферы. Учебное пособие. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2004. - с.: ил., библиогр.

Рассмотрены основы процессов и аппаратов технологии и оборудования для защиты гидросферы от жидкостных сбросов с использованием различных методов и способов: механических, химических, физико-химических, биологических.

Приведены основные конструкции аппаратов, установок и сооружений для очистки сточных вод от взвешенных и растворенных примесей. Даны методики расчета применяемых в очистке сточных вод аппаратов, основных технологических и конструктивных параметров отстойников, фильтров, флотаторов, адсорберов, электролизеров, экстракторов, ректификационных установок, азротенков и биофильтров.

Учебное пособие подготовлено на кафедре «Экология и безопасность жизнедеятельности» Пензенского государственного университета. Оно предназначено для студентов, обучающихся по специальности 280202 «Инженерная защита окружающей среды», и может быть использовано в качестве основной учебной литературы при изучении и курсовом проектировании по дисциплине «Процессы и аппараты защиты окружающей среды», а также при дипломном проектировании по специальности 280202 и в качестве дополнительной учебной литературы при изучении дисциплины «Экология» студентами инженерных специальностей.

Рецензенты:

Кафедра «Инженерная экология» Пензенского государственного университета архитектуры и строительства, зав. кафедрой В.С.Демьянова, д.т.н., профессор.

Кандидат технических наук, профессор, академик МАНЭБ В.В.Арбузов (Пензенский филиал Международного независимого эколого-политологического университета).

Издательство Пензенского государственного университета
А.Г.Ветошкин

Введение.

Глава 1. Методы очистки сточных вод.

1.1. Источники загрязнения гидросферы.

1.2. Свойства сточных вод.

1.3. Необходимая степень очистки сточных вод.

1.4. Методы и способы очистки сточных вод от примесей.

Глава 2. Процессы и аппараты механической очистки сточных вод.

2.1. Сооружения первичной обработки сточных вод.

2.1.1. Усреднители.

2.1.2. Решетки.

2.2. Аппараты для осаждения примесей из сточных вод.

2.2.1. Песколовки.

2.2.2. Отстойники.

2.2.3. Гидроциклоны.

2.2.4. Центрифуги.

2.2.5. Жидкостные сепараторы.

2.3. Фильтрационные установки.

2.3.1. Барабанные сетки и микрофильтры.

2.3.2. Зернистые фильтры.

2.3.3. Фильтры с полимерной загрузкой.

2.3.4. Электромагнитные фильтры.

2.3.5. Расчет фильтров.

Глава 3. Установки и аппараты для физико-химической очистки сточных вод.

3.1. Установки для коагулирования и флокулирования примесей сточных вод.

3.2. Флотационные установки.

3.3. Экстракционные аппараты и установки.

3.4. Сорбционные и ионообменные установки.

3.6. Установки для электрохимической очистки сточных вод.

3.7. Мембранные аппараты для очистки сточных вод.

3.8. Ректификационные установки для очистки сточных вод.

Глава 4. Аппараты для химической очистки сточных вод.

4.1. Установки для нейтрализации.

4.2. Аппараты для окисления примесей сточных вод.

Глава 5. Процессы и аппараты для биологической очистки сточных вод.

5.1. Сооружения и аппараты для биологической очистки сточных вод в искусственных условиях.

5.1.1. Аэротенки.

5.1.2. Окситенки.

5.1.3. Биофильтры.

5.2. Сооружения биологической очистки сточных вод в естественных условиях.

Глава 6. Процессы и аппараты для глубокой очистки (доочистки) сточных вод.

6.1. Глубокая очистка сточных вод на фильтрах с зернистой и плавающей загрузками.

6.2. Удаление растворенных веществ методом сорбции.

- 6.3. Биологическая денитрификация.
 - 6.4. Установки для обеззараживания сточных вод.
 - 6.5. Устройства для насыщения кислородом очищенных сточных вод.
 - 6.5. Схемы сооружений глубокой очистки.
- Библиографический список.

Введение.

Вода играет решающую роль во многих процессах, протекающих в природе, и в обеспечении жизнедеятельности человека. В промышленности воду используют как сырье и источник энергии, как хладагент, растворитель экстрагент, для транспортирования сырья и материалов.

Бурное развитие промышленности вызывает необходимость в предотвращении отрицательного воздействия производственных сточных вод на водоемы. Многие современные технологические процессы связаны со сбросом сточных вод в водные объекты.

В связи с чрезвычайным разнообразием состава, свойств и расходов сточных вод промышленных предприятий необходимо применение специфических методов, а также сооружений по их локальной, предварительной и полной очистке.

В составе инженерных коммуникаций каждого промышленного предприятия имеется комплекс канализационных сетей и сооружений, с помощью которых осуществляется отведение с территории предприятия отработанных вод (дальнейшее использование которых либо невозможно по техническим условиям, либо нецелесообразно по технико-экономическим показателям), а также сооружений по предварительной обработке сточных вод и извлечению из них ценных веществ и примесей.

Одним из основных направлений научно-технического прогресса является создание малоотходных и безотходных технологических процессов. В области очистки сточных вод таким направлением является разработка канализационных систем с минимальным сбросом сточных вод в водоем или без сброса — бессточных систем.

Наиболее рациональный способ сокращения объема сточных вод - это создание оборотных и замкнутых систем водоснабжения, исключающий сброс воды в водоемы. При таком водоснабжении предусматривается необходимая очистка сточной воды, охлаждение оборотной воды, обработка и повторное использование сточной воды.

Создание замкнутых систем технического водоснабжения с извлечением ценных компонентов в первую очередь предусматривается при строительстве новых и реконструкции действующих предприятий. Переход на бессточные системы, канализации или системы с минимальным сбросом сточных вод может быть осуществлен путем многократного использования отработанных вод и замены водяного охлаждения на воздушное. При переводе ряда отраслей промышленности на безводные технологические процессы исключается образование сточных вод.

Глава 1. Методы очистки сточных вод.

1.1. Источники загрязнения гидросферы.

Всякий водоем или водный источник связан с окружающей его внешней средой. На него оказывают влияние:

- условия формирования поверхностного или подземного водного стока;
- разнообразные природные явления;
- индустрия;
- промышленное и коммунальное строительство;
- транспорт;
- хозяйственная и бытовая деятельность человека.

Последствием этих влияний является привнесение в водную среду новых, несвойственных ей веществ — загрязнителей, ухудшающих качество воды.

Загрязнения, поступающие в водную среду, классифицируют по разному, в зависимости от подходов, критериев и задач. Так, обычно выделяют химическое, биологическое и физическое загрязнения.

Химическое загрязнение представляет собой изменение естественных химических свойств вода за счет увеличения содержания в ней вредных примесей как неорганической, так и органической природы.

Во-первых, это неорганические химические вещества. Основными неорганическими (минеральными) загрязнителями пресных и морских вод являются разнообразные химические соединения, токсичные для обитателей водной среды. Это соединения мышьяка, свинца, кадмия, ртути, хрома, меди, фтора. Большинство из них попадает в воду в результате человеческой деятельности. Тяжелые металлы поглощаются фитопланктоном, а затем передаются по пищевой цепи более высокоорганизованным организмам.

Во-вторых, это органические химические соединения в растворимом состоянии. Среди вносимых в океан с суши растворимых веществ, большое значение для обитателей водной среды имеют органические остатки.

Вынос в океан органического вещества оценивается в 300...380 млн.т./год. Сточные воды, содержащие суспензии органического происхождения или растворенное органическое вещество, пагубно влияют на состояние водоемов. Осаждаясь, суспензии заливают дно и задерживают развитие или полностью прекращают жизнедеятельность донных микроорганизмов, участвующих в процессе самоочищения вод. При гниении донных осадков могут образовываться вредные соединения и отравляющие вещества, такие как сероводород, которые приводят к загрязнению всей воды в реке. Наличие суспензий затрудняют также проникновение света в глубь воды и замедляют процессы фотосинтеза. Одним из основных санитарных требований, предъявляемых к качеству воды, является содержание в ней необходимого количества кислорода. Вредное действие оказывают все загрязнения, которые так или иначе содействуют снижению содержания кислорода в воде. Поверхностно-активные вещества (ПАВ) — жиры, масла, смазочные материалы — образуют на поверхности воды пленку, которая препятствует газообмену между водой и атмосферой, что снижает степень насыщенности воды кислородом. Значительный объем органических веществ, большинство из которых не свойственно природным водам, сбрасывается в реки вместе с промышленными и бытовыми стоками. Нарастающее загрязнение водоемов и водостоков наблюдается во всех промышленных странах.

В связи с быстрыми темпами урбанизации и несколько замедленным строительством очистных сооружений или их неудовлетворительной эксплуатацией водные бассейны и почва загрязняются бытовыми отходами. Особенно ощутимо загрязнение в водоемах с замедленным течением или непроточных (водохранилища, озера).

Разлагаясь в водной среде, органические отходы могут стать средой для патогенных организмов. Вода, загрязненная органическими отходами, становится практически непригодной для питья и других надобностей.

Биологическое загрязнение связано с присутствием в питьевой воде биологических примесей, то есть микроорганизмов, вызывающих заболевания.

Бытовые жидкие отходы опасны не только тем, что являются источником некоторых болезней человека (брюшной тиф, дизентерия, холера), но и тем, что требуют для своего разложения много кислорода. Если бытовые сточные воды поступают в водоем в очень больших количествах, то содержание растворимого кислорода может понизиться ниже уровня, необходимого для жизни морских и пресноводных организмов.

В начале нашего столетия был сделан существенный шаг вперед в повышении качества очистки воды путем хлорирования. Благодаря хлорированию воды и пастеризации молока стало возможным резкое снижение смертности при заболевании брюшным тифом.

Физическое загрязнение - это присутствующие в воде нерастворимые частицы различного происхождения.

Важное значение имеет загрязнение гидросферы нефтепродуктами. Благодаря своим физико-химическим свойствам, нефтепродукты быстро распространяются по поверхности воды, образуя тончайшие пленки толщиной до долей миллиметра, сохраняющие, особенно на спокойной поверхности, высокую устойчивость.

Нефть и нефтепродукты являются наиболее распространенными загрязняющими веществами в Мировом океане. Нефть представляет собой вязкую маслянистую жидкость, имеющую темно-коричневый цвет и обладающую слабой флуоресценцией. Нефть состоит преимущественно из насыщенных алифатических и ароматических углеводородов. Основные компоненты нефти - углеводороды (до 98 %) - подразделяются на 4 класса:

а) парафины (алканы). - (до 90 % от общего состава) - устойчивые вещества, молекулы которых выражены прямой и разветвленной цепью атомов углерода. Легкие парафины обладают максимальной летучестью и растворимостью в воде.

б) циклопарафины (30...60 % от общего состава) - насыщенные циклические соединения с 5-6 атомами углерода в кольце. Кроме циклопентана и циклогексана в нефти встречаются бициклические и полициклические соединения этой группы. Эти соединения очень устойчивы и плохо поддаются биоразложению.

в) ароматические углеводороды. - (20...40 % от общего состава) - ненасыщенные циклические соединения ряда бензола, содержащие в кольце на 6 атомов углерода меньше, чем циклопарафины. В нефти присутствуют летучие соединения с молекулой в виде одинарного кольца (бензол, толуол, ксилол), затем бициклические (нафталин), полициклические (пирен).

г) олефины (алкены). - (до 10 % от общего состава) - ненасыщенные нециклические соединения с одним или двумя атомами водорода у каждого атома углерода в молекуле, имеющей прямую или разветвленную цепь.

Среди источников из которых нефть активно попадает в гидросферу необходимо назвать:

- транспортировка из районов добычи;
- аварийные ситуации на нефтеналивном транспорте;
- слив за борт танкерами промывочных и балластных вод;
- потери при добычи из морских скважин (за последние 30 лет, начиная с 1964 года, пробурено около 2000 скважин в Мировом океане, из них только в Северном море 1000);
- большие массы нефти поступают в моря по рекам, с бытовыми и ливневыми стоками.

Попадая в морскую среду, нефть:

а) сначала растекается в виде пленки, образуя слои различной толщины и изменяет состав спектра и интенсивность проникновения в воду света;

б) смешиваясь с водой, нефть образует эмульсию двух типов:

- прямую "нефть в воде", составленную капельками нефти диаметром до 0,5 мкм, менее устойчивую и характерную для нефти, содержащую поверхностно-активные вещества;
- обратную "вода в нефти", которая может сохраняться на поверхности, переноситься течением, выбрасываться на берег и оседать на дно.

Детергенты (синтетические поверхностно-активные вещества - СПАВ) относятся к группе веществ, понижающих поверхностное натяжение воды. Они входят в состав синтетических моющих средств (СМС), широко применяемых в быту и промышленности.

Вместе со сточными водами СПАВ попадают в материковые воды и морскую среду. СМС содержат:

- полифосфаты натрия, в которых растворены детергенты;
- ряд добавочных ингредиентов, токсичных для водных организмов: ароматизирующие вещества, отбеливающие реагенты (персульфаты, пербораты), кальцинированная сода, карбоксиметилцеллюлоза, силикаты натрия.

В зависимости от природы и структуры гидрофильной части молекулы СПАВ делятся на:

- анионактивные;
- катионактивные;
- амфотерные;
- неионогенные.

Последние не образуют ионов в воде. Наиболее распространенными среди СПАВ являются анионактивные вещества. На их долю приходится более 15 % всех производимых в мире СПАВ.

Присутствие СПАВ в сточных водах промышленности связано с использованием их в таких процессах, как:

- флотационное обогащение руд;
- разделение продуктов химических технологий;
- получение полимеров;
- улучшение условий бурения нефтяных и газовых скважин;
- борьба с коррозией оборудования;
- в сельском хозяйстве СПАВ применяется в составе пестицидов.

Канцерогенные вещества - это химически однородные соединения, проявляющие трансформирующую активность и способность вызывать канцерогенные, тератогенные (нарушение процессов эмбрионального развития) или мутагенные изменения в организме.

В зависимости от условий воздействия они могут приводить:

- к ингибированию роста;
- ускорению старения;
- нарушению индивидуального развития и изменению генофонда организмов.

К веществам, обладающим канцерогенными свойствами, относятся:

- хлорированные алифатические углеводороды;
- винилхлорид;
- полициклические ароматические углеводороды (ПАУ).

Максимальное количество ПАУ в современных донных осадках Мирового океана (более 100 мкг/кг массы сухого вещества) обнаружено в тектонически активных зонах, подверженным глубинному термическому воздействию.

Основные антропогенные источники ПАУ в окружающей среде - это пиролиз органических веществ при сжигании различных материалов, древесины и топлива.

Тяжелые металлы (ртуть, свинец, кадмий, цинк, медь, мышьяк) относятся к числу распространенных и весьма токсичных веществ. Они широко применяются в различных промышленных производствах, поэтому, несмотря на очистные мероприятия, содержание соединений тяжелых металлов в промышленных сточных водах довольно высокое. Большие массы этих соединений поступают в океан через атмосферу.

Для морских биоценозов наиболее опасны ртуть, свинец и кадмий. Ртуть переносится в океан с материковым стоком и через атмосферу. При выветривании осадочных и изверженных пород ежегодно выделяется 3,5 тыс.т. ртути. В составе атмосферной пыли содержится около 12 тыс.т. ртути, причем значительная часть - антропогенного происхождения. Около половины годового промышленного производства этого металла (910 тыс.т./год) различными путями попадает в океан. В районах, загрязняемых промышленными водами, концентрация ртути в растворе и взвесах сильно повышается. При этом некоторые бактерии переводят хлориды в высокотоксичную метилртуть.

Свинец - рассеянный элемент, содержащийся во всех компонентах окружающей среды: в горных породах, почвах, природных водах, атмосфере, живых организмах. Наконец, свинец активно рассеивается в окружающую среду в процессе хозяйственной деятельности человека. Это выбросы с промышленными и бытовыми стоками, с дымом и пылью промышленных предприятий, с выхлопными газами двигателей внутреннего сгорания. Миграционный поток свинца с континента в океан идет не только с речными стоками, но и через атмосферу. С континентальной пылью океан получает $(20...30) \cdot 10^3$ т. свинца в год.

Многие страны, имеющие выход к морю, проводят захоронение различных материалов и веществ, в частности, грунта, вынутого при дноуглубительных работах, бурового шлама, отходов промышленности, строительного мусора, твердых отходов, взрывчатых и химических веществ, радиоактивных отходов. Объем захоронений составил около 10 % от всей массы загрязняющих веществ, поступающих в Мировой океан.

В шлаках промышленных производств присутствуют разнообразные органические вещества и соединения тяжелых металлов. Во время сброса при прохождении материала сквозь столб воды, часть загрязняющих веществ переходит в раствор, изменяя качество воды, другая сорбируется частицами взвеси и переходит в донные отложения. Одновременно повышается мутность воды. Наличие органических веществ часто приводит к быстрому расходованию кислорода в воде и нередко к его полному исчезновению, растворению взвесей, накоплению металлов в растворенной форме,

появлению сероводорода. Присутствие большого количества органических веществ создает в грунтах устойчивую восстановительную среду, в которой возникает особый тип иловых вод, содержащих сероводород, аммиак, ионы металлов.

В случае образования поверхностных пленок, содержащих нефтяные углеводороды и СПАВ, нарушается газообмен на границе воздух - вода. Загрязняющие вещества, поступающие в раствор, могут аккумулироваться в тканях и органах гидробионтов и оказывать токсическое воздействие на них.

Тепловое загрязнение поверхности водоемов и прибрежных морских акваторий возникает в результате сброса нагретых сточных вод электростанциями и другими промышленными производствами. Сброс нагретых вод во многих случаях обуславливает повышение температуры воды в водоемах на 6...8 °С. Площадь пятен нагретых вод в прибрежных районах достигает 30 кв.км. Более устойчивая температурная стратификация препятствует водообмену между поверхностным и донным слоем. Растворимость кислорода уменьшается, а потребление его возрастает, поскольку с ростом температуры усиливается активность аэробных бактерий, разлагающих органическое вещество. Усиливается видовое разнообразие фитопланктона и всей флоры водорослей.

Одним из главных источников загрязнения водоемов являются промышленные сточные воды. Наиболее опасные загрязнители воды – это соли тяжелых металлов, фенолы, органические яды, нефтепродукты, насыщенная бактериями биогенная органика, синтетические моющие средства.

Анализ сточных вод, образующихся на современных предприятиях, показал, что в сбрасываемых в водоемы водах содержатся в основном продукты, которые не относятся к категории сильнотоксичных: хлориды, сульфаты, нитраты и фосфаты натрия, калия, кальция, аммония, магния, железа, меди, органические продукты, взвешенные вещества, масла, нефтепродукты, отходы древесины, зола, отходы рудообогащения и т.д. Однако от ряда производств, таких как производство хлора и каустика, минеральных удобрений, полимерных материалов, химических волокон, красителей, коксохимическое производство, целлюлозно-бумажные предприятия, энергетические предприятия и др., в водоемы вместе со стоками поступают соединения ртути, фтора, мышьяка, селена, хрома, никеля, меди, кадмия, циана, а также кислоты, щелочи, фенолы, метанол и другие вещества, содержание которых в воде строго лимитировано.

1.2. Свойства сточных вод.

Сточные воды, отводимые с территории промышленных предприятий, по своему составу могут быть разделены на три вида:

- 1) производственные - использованные в технологическом процессе производства или получающиеся при добыче полезных ископаемых (угля, нефти, руд и т. п.);
- 2) бытовые - от санитарных узлов производственных и непроизводственных корпусов и зданий, а также от душевых установок, имеющих на территории промышленных предприятий;
- 3) атмосферные - дождевые и от таяния снега.

Производственные сточные воды делятся на две основные категории: загрязненные и незагрязненные (условно чистые).

Загрязненные производственные сточные воды содержат различные примеси и подразделяются на три группы:

- 1) загрязненные преимущественно минеральными примесями (предприятия ме-

таллургической, машиностроительной, рудо- и угледобывающей промышленности; заводы по производству минеральных удобрений, кислот, строительных изделий и материалов и др.);

2) загрязненные преимущественно органическими примесями (предприятия мясной, рыбной, молочной, пищевой, целлюлозно-бумажной, химической, микробиологической промышленности; заводы по производству пластмасс, каучука и др.);

3) загрязненные минеральными и органическими примесями (предприятия нефтедобывающей, нефтеперерабатывающей, нефтехимической, текстильной, легкой, фармацевтической промышленности; заводы по производству консервов, сахара, продуктов органического синтеза, бумаги, витаминов и др.).

По концентрации загрязняющих веществ производственные сточные воды разделяются на четыре группы: 1...500, 500...5000, 5000...30000, более 30 000 мг/л.

Производственные сточные воды могут различаться по физическим свойствам загрязняющих их органических продуктов (например, по температуре кипения: менее 120, 120...250 и более 250 °C).

По степени агрессивности эти воды разделяют на слабоагрессивные (слабокислые с $pH = 6...6,5$ и слабощелочные с $pH = 8...9$), сильноагрессивные (сильнокислые с $pH < 6$ и сильнощелочные с $pH > 9$) и неагрессивные (с $pH = 6,5...8$).

Незагрязненные производственные сточные воды поступают от холодильных, компрессорных, теплообменных аппаратов. Кроме того, они образуются при охлаждении основного производственного оборудования и продуктов производства.

Сточные воды представляют собой полидисперсные гетерогенные (неоднородные) агрегативно-неустойчивые системы. В процессе осаждения размер, плотность, форма частиц, а также физические свойства частиц системы изменяются.

Свойства сточных вод отличаются от свойств чистой воды. Они имеют более высокую плотность и вязкость.

Средняя плотность суспензий и эмульсий определяется объемным соотношением фаз

$$\rho_c = \rho_d \cdot \varphi + \rho_0(1 - \varphi),$$

где ρ_c , ρ_d - плотность сточной воды, дисперсной фазы (твердой или жидкой), кг/м^3 ; ρ_0 - плотность чистой воды; φ - объемная доля дисперсной фазы.

Вязкость суспензии зависит от объемной концентрации (объемной доли) твердой фазы и при $\varphi \leq 10\%$ определяется по зависимости

$$\mu_c = \mu_0(1 + 2,5\varphi),$$

где μ_0 - динамическая вязкость чистой воды, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

На различных предприятиях, даже при одинаковых технологических процессах, состав производственных сточных вод, режим водоотведения и удельный расход на единицу выпускаемой продукции весьма разнообразны.

Большое значение в формировании состава производственных сточных вод имеет вид перерабатываемого сырья. Так, например, основным загрязняющим компонентом сточных вод на нефтедобывающих и нефтеперерабатывающих предприятиях является нефть; на рудообогатительных фабриках - руда; на мясокомбинатах — отходы мяса, непереваренная пища животных; на бумажных фабриках — целлюлозные волокна; на фабриках первичной обработки шерсти — жир, шерсть и т. д. Состав сточных вод зависит также от технологического процесса производства, применяемых компонентов, промежуточных изделий и продуктов, выпускаемой продукции, состава исходной свежей воды, местных условий и др.

Для разработки рациональной схемы водоотведения и оценки возможности повторного использования производственных сточных вод изучается их состав и режим водоотведения. При этом анализируются физико-химические показатели сточных вод и режим поступления в канализационную сеть не только общего стока промышленного предприятия, но и сточных вод от отдельных цехов, а при необходимости от отдельных аппаратов.

В анализируемых сточных водах должны определяться: содержание компонентов, специфичных для данного вида производства (фенолов, нефтепродуктов, поверхностно-активных, ядовитых, радиоактивных, взрывоопасных веществ); общее количество органических веществ; активная реакция; интенсивность окраски; степень минерализации. Необходимо установить такие параметры, как кинетика оседания или всплывания механических примесей и их объем, возможность коагулирования сточных вод и др. Эти данные позволяют выбрать наиболее целесообразный и экономически обоснованный метод очистки сточных вод для определенного предприятия.

Физико-химические показатели производственных сточных вод отдельных предприятий свидетельствуют о широком диапазоне колебаний состава этих вод, что вызывает необходимость тщательного обоснования выбора оптимального метода очистки для каждого вида этих вод.

1.3. Необходимая степень очистки сточных вод.

Для правильного определения необходимой степени очистки сточных вод, спускаемых в водоем, в каждом случае нужно иметь подробные данные об их количестве и составе, а также данные детальных обследований водоема, характеризующие местные гидрологические и санитарные условия. Необходимая степень очистки сточных вод определяется применительно к общесанитарным и органолептическим показателям вредности и к каждому из нормативных показателей загрязнения.

«Санитарные правила и правила охраны поверхностных вод от загрязнения» устанавливают две категории водоемов (или их участков): I — водоемы питьевого и культурно-бытового назначения и II — водоемы рыбохозяйственного назначения.

Состав и свойства воды водных объектов первого типа должны соответствовать нормам в створах, расположенных в водотоках на расстоянии одного километра выше ближайшего по течению, а в непроточных водоемах — в радиусе одного километра от пункта водопользования. Состав и свойства воды в рыбохозяйственных водоемах должны соответствовать нормам в месте выпуска сточных вод при рассеивающем выпуске (наличие течений), а при отсутствии рассеивающего выпуска — не далее чем в 500 м от места выпуска.

Правила устанавливают нормируемые значения для следующих параметров воды водоемов: содержание плавающих примесей и взвешенных веществ, запах, привкус, окраска и температура воды, значение pH, состав и концентрации минеральных примесей и растворенного в воде кислорода, биологическая потребность воды в кислороде, состав и предельно допустимая концентрация (ПДК) ядовитых и вредных веществ и болезнетворных бактерий.

Вредные и ядовитые вещества разнообразны по своему составу, в связи с чем их нормируют по принципу лимитирующего показателя вредности (ЛПВ), под которым понимают наиболее вероятное неблагоприятное воздействие каждого вещества. При нормировании качества воды в водоемах питьевого и культурно-бытового назначения используют три вида ЛПВ: санитарно-токсикологический, общесанитарный и органо-

лептический. Для водоемов рыбохозяйственного назначения наряду с указанными используют еще два вида ЛПВ: токсикологический и рыбохозяйственный.

Санитарное состояние водоема отвечает требованиям норм при выполнении соотношения

$$\sum_{i=1}^{5(3)} \frac{C_i}{ПДК_i} \leq 1,$$

где C_i – концентрация вещества i -го ЛПВ в расчетном створе водоема; $ПДК_i$ – предельно допустимая концентрация i -го вещества.

Для водоемов питьевого и культурно-бытового назначения проверяют выполнение трех, для водоемов рыбохозяйственного назначения — пяти неравенств. При этом каждое вещество можно учитывать только в одном неравенстве.

Нормами установлены ПДК более 400 вредных веществ в водоемах питьевого и культурно-бытового назначения, а также более 100 вредных веществ в водоемах рыбохозяйственного назначения. ПДК вредных веществ в водоемах рыбохозяйственного назначения, как правило, меньше, чем в водоемах питьевого и культурно-бытового назначения.

«Санитарные правила и нормы охраны поверхностных вод от загрязнения» запрещают сбрасывать в водоемы сточные воды, если этого можно избежать, используя более рациональную технологию, безводные процессы и системы повторного и оборотного водоснабжения; если сточные воды содержат ценные отходы, которые можно было бы утилизировать; если сточные воды содержат сырье, реагенты и продукцию предприятий в количествах, превышающих технологические потери; если сточные воды содержат вещества, для которых не установлены ПДК.

При проектировании очистных сооружений необходимо учитывать состав и свойства производственных сточных вод, нормы водоотведения на единицу продукции, условия выпуска производственных сточных вод в городскую канализацию и водоемы, а также необходимую степень их очистки.

Определение допустимого состава сточных вод проводят в зависимости от преобладающего вида примесей и с учетом характеристик водоема, в который сбрасывают сточные воды. Расчеты по определению необходимой степени очистки сточных вод, спускаемых в водоем, производят по количеству взвешенных веществ, допустимой величине БПК в смеси речной воды и сточных вод, по потреблению сточными водами растворенного кислорода, по температуре воды, окраске, запаху и солевому составу, по ПДК токсичных примесей и других вредных веществ, а также по изменению величины активной реакции воды водоема.

Расчет допустимого состава сточных вод по концентрации взвешенных веществ. Допустимую концентрацию взвешенных веществ в очищенных сточных водах $C_{0.взв}$ определяют по формуле

$$C_{0.взв} \leq C_{6.взв} + n ПДК_{636},$$

где $C_{6.взв}$ — концентрация взвешенных веществ в воде водоема до сброса в него сточных вод; $ПДК_{636}$ — предельно допустимая концентрация взвешенных веществ в водоеме; n — кратность разбавления сточных вод в воде водоема, характеризующая долю расхода воды водоема, участвующей в процессе перемешивания и разбавления сточных вод.

Расчет допустимого состава сточных вод по концентрации растворенных вредных веществ. Концентрацию каждого из растворенных вредных веществ в очищенных сточных водах определяют по формуле

$$C_{o,i} \leq n(C_{m,i} - C_{e,i}) + C_{e,i},$$

где $C_{e,i}$ - концентрация i -го вещества в воде водоема до сброса сточных вод; $C_{m,i}$ - максимально допустимая концентрация того же вещества с учетом максимальных концентраций и ПДК всех веществ, относящихся к одной группе ЛПВ, вычисленная по формуле

$$C_{m,i} = \text{ПДК}_i \left(1 - \sum_{i=1}^{i-1} \frac{C_{m,i}}{\text{ПДК}_i} \right).$$

Расчет кратности разбавления сточных вод в водоемах. Разбавление сточных вод — это процесс уменьшения концентрации примесей в водоемах, вызванный перемешиванием сточных вод с водной средой, в которую они выпускаются. Интенсивность процесса разбавления количественно характеризуется кратностью разбавления:

$$n = \frac{C_o - C_e}{C - C_e},$$

где C_o — концентрация загрязняющих веществ в выпускаемых (очищенных) сточных водах; C_e и C — концентрации загрязняющих веществ в водоеме до и после выпуска соответственно.

Для водоемов с направленным течением кратность разбавления удобнее определять по формуле

$$n = \frac{mQ_e + Q_v}{Q_v}, \quad (1.1)$$

где Q_v - объемный расход сточных вод, сбрасываемых в водоем с объемным расходом воды Q_e ; m - коэффициент смешения, показывающий какая часть расхода воды в водоеме участвует в смешении.

Распространение примесей сточных вод обычно происходит в направлении установившихся течений в водоемах, в этом же направлении увеличивается и кратность разбавления. В начальном сечении (место выпуска) кратность разбавления равна единице и в пределе, когда в процессе перемешивания участвует весь возможный для данного водоема расход среды, наступает полное перемешивание.

При условии полного перемешивания сточных вод концентрация примесей в водоеме в произвольный момент времени равна:

$$C = \frac{t(C_o Q_v + \sum C_e Q_n)}{V},$$

где $t = \frac{V}{Q_v + \sum Q_e - Q_n}$ - период полного обмена воды в водоеме; V - объем водоема;

Q_n - потери расхода воды в водоеме без уноса примесей, например, при испарении.

При проектировании и реконструкции предприятий, расположенных вблизи рек, в первую очередь необходимо оценить возможность сброса производственных сточных вод в реку. Наиболее прост расчет по методу Фролова—Родзиллера. Он основан на решении дифференциального уравнения турбулентной диффузии при следующих допущениях: речной поток считается безграничным, начальное разбавление отсутствует, выпуск сточных вод сосредоточенный. Для рек зона начального разбавления значительно короче, чем для озер и водохранилищ, поэтому в большинстве методик расчета разбавления сточных вод в реках начальное разбавление не учитывают. Этим методом

определяют концентрацию примесей для максимально загрязненной струи потока реки без уточнения расположения этой струи, ее формы и размеров:

$$C_{\max} = C + (C_o - C)e^{-k\sqrt[3]{L}},$$

где $k = \psi\varphi\sqrt[3]{\frac{D_m}{Q_v}}$ - коэффициент, характеризующий гидравлические условия смешения;

ψ — коэффициент, характеризующий место расположения выпуска сточных вод (для берегового выпуска $\psi = 1$, для выпуска в сечении русла $\psi = 1,5$); $\varphi = L/L_{\pi}$ — коэффициент извилистости русла; L — длина русла от сечения выпуска до расчетного створа; L_{π} — расстояние между этими же параллельными сечениями в нормальном направлении; D_t — коэффициент турбулентной диффузии, определяемый по формуле:

$$D_m = \frac{g H w_x}{M C_{ш}},$$

где g — ускорение силы тяжести; H — средняя глубина русла по длине смешения; w_x — средняя по сечению русла скорость течения реки на удалении L от места выпуска сточных вод; $C_{ш} = 40...44 \text{ м}^{0,5}/\text{с}$ — коэффициент Шези; M — функция коэффициента Шези, для воды $M = 22,3 \text{ м}^{0,5}/\text{с}$.

Кратность разбавления определяют по формуле (1.1), а коэффициент смешения — по уравнению

$$m = \frac{1 - e^{-k\sqrt[3]{L}}}{1 + \frac{Q_o}{Q_v} e^{-k\sqrt[3]{L}}}.$$

Условия смешения сточных вод с водами озер и водохранилищ значительно отличаются от условий смешения в реках. Концентрация примесей значительно уменьшается в начальной зоне смешения, но полное перемешивание происходит на значительно больших удалениях от места выпуска, чем в реках. Кроме того, изменяющиеся во времени направление и значение скорости движения воздуха над озерами и водохранилищами переносят загрязнения в различном направлении от места выпуска. Расчет разбавления сточных вод в озерах и водохранилищах проводят двумя методами: методом Руффеля и методом Лапшева.

1.4. Методы и способы очистки сточных вод от примесей.

В соответствии с действующим законодательством все сточные воды должны перед сбросом в водоем подвергаться очистке от токсичных примесей. Для выполнения этих требований в зависимости от состава сточных вод применяются различные методы и способы.

Из известных способов обработки и утилизации производственных жидких отходов, включая и пастообразные, в мировой практике наибольшее распространение нашли следующие методы: биологическое окисление и физико-химическая очистка, складирование в поверхностных хранилищах, захоронение в глубинные горизонты и подземные пустоты естественного и искусственного происхождения, сброс в глубинные части морей и океанов, термическая обработка, захоронение отходов в наземных герметических резервуарах.

Сточные воды промышленных предприятий очищают механическими, физико-химическими и биологическими методами. Выбор схемы очистки определяется рядом

факторов, включающих показатели очищаемого стока, возможность утилизации примесей и повторного использования воды для производственных нужд, состояние водоема, качество воды в нем и т.д.

Вследствие сильной загрязненности сточных вод промышленных предприятий их очистка от примесей производится в несколько этапов. Во всех случаях очистки стоков первой стадией является механическая очистка, предназначенная для удаления наиболее крупных механических примесей, взвесей и дисперсно-коллоидных частиц. Последующая очистка от химических веществ осуществляется различными методами: физико-химическими (флотация, абсорбция, ионообмен; дистилляция, обратный осмос и ультрафильтрация и др.), химическими (реагентная очистка), электрохимическими (электрохимическое окисление и восстановление, электродиализ, электрокоагуляция, электрофлотация и т.п.), биологическими. Если в сточных водах имеются весьма вредные вещества, применяют термические методы, позволяющие уничтожить примеси. Как правило, во многих случаях приходится применять комбинацию указанных методов. Одна из типовых схем очистки сточных вод показана на рис.1.1.

В качестве наиболее употребительных методов следует указать:

1. Для суспензированных и эмульгированных примесей – отстаивание, флотация, фильтрация, осветление, центрифугирование (для грубодисперсных частиц); коагуляция, флокуляция, электрические методы осаждения (для мелкодисперсных и коллоидных частиц).
2. Для очистки от неорганических соединений – дистилляция, ионообмен, обратный осмос, ультрафильтрация, реагентное осаждение, методы осаждения, электрические методы.
3. Для очистки от органических соединений – экстракция, абсорбция, флотация, ионообмен, реагентные методы (регенерационные методы); биологическое окисление, озонирование, хлорирование, электрохимическое окисление (деструктивные методы).
4. Для очистки от газов и паров – отдувка, вакуумирование, нагрев, реагентные методы.
5. Для уничтожения вредных веществ – термическое разложение.

На разных предприятиях применяются различные методы очистки сточных вод. На нефтехимических комбинатах (при производстве синтетического спирта, фенола, ацетона, синтетических жирных кислот, каучука и др.), основными местами образования загрязненных сточных вод являются цехи пиролиза углеводородов, гидратации этилена и ректификации спирта. Сточные воды цеха пиролиза углеводородов содержат этилен, пропилен, бутан, изобутан, бензол, толуол, ксилол, нафталин. В сточных водах цеха гидратации этилена и ректификации спирта присутствуют спирты, ацетальдегид, продукты полимеризации, смола. При применении биологических методов очистки содержание органических веществ (бензола, толуола, ксилола, нафталина и др.) в сточных водах значительно снижается.

На заводах синтетического каучука в сточные воды попадают полимеры, смолы, масла, ацетилен, винилацетат, ацетальдегид, акрилонитрил, бутадиен и др. Методами биологической очистки достаточно полно могут быть окислены этиловый спирт и карбоновые кислоты, хуже — ароматические углеводороды. Весьма устойчивы к окислению диметил и триметилформамид. В этом случае применяется комплексная очистка, включая и утилизацию, физико-химическими (сорбция, дистилляция, ионный обмен) и биологическими методами.

Сточные воды предприятий органического синтеза, содержащие бензол, толуол, пиридин, нейлон и другие, подвергаются механическим и физико-химическим методам очистки. При очистке сточных вод производства капролактама от нитроциклогексанона может быть применено мокрое сжигание. Сточные воды, содержащие трудноокисляемые примеси, проходят двух- и трехступенчатую биологическую очистку. Для очистки сточных вод от анилина, нитробензола, нитротолуола, нитрофенола, хлорбензола, альдегидов, кетонов применяются сорбционные методы очистки. При производстве этилена и пропилена содержащиеся в сточных водах смолы, сажа и ароматические углеводороды могут быть экстрагированы бензином, в результате чего концентрация эфирорастворимых веществ снижается в 30 раз.

В ряде случаев после полной биологической очистки для снижения цветности и разрушения трудноокисляемых компонентов применяются следующие методы глубокой очистки: коагулирование, фильтрование, ионный обмен, озонирование и др.

Таким образом, для удаления из сточных вод органических веществ наиболее универсальным методом является биологическая очистка в аэротенках или на биофильтрах как самостоятельный метод, а также в сочетании с другими методами предварительной очистки и доочистки. Для удаления трудноокисляемых биологическим путем органических веществ, а также неорганических применяются механические, химические и физико-химические методы очистки. Применение тех или иных методов осуществляется на основании экспериментальных исследований реальных сточных вод или при их отсутствии имитата, составленного на основании технологического регламента производства. Как правило, производственные сточные воды перед очистными сооружениями должны быть максимально утилизированы.

В случае расположения промышленного предприятия или группы промышленных предприятий в городской черте либо в непосредственной близости от жилого массива, имеющего централизованную канализацию, необходимо в первую очередь рассматривать вопрос о совместном отведении и очистке производственных и городских сточных вод. При невозможности совместной очистки следует предварительно обрабатывать производственные сточные воды либо на очистных сооружениях, расположенных на территории предприятия, либо на общих очистных сооружениях. Совместная очистка этих сточных вод, как правило, экономически целесообразна, а с санитарной точки зрения более надежна.

При значительном удалении объектов канализования друг от друга вопрос о целесообразности совместной или раздельной, очистки сточных вод этих объектов решается путем технико-экономического сравнения вариантов централизованной и децентрализованной схем канализации. На рис. 1.1 приведен пример очистных сооружений централизованной схемы канализации города и группы промышленных предприятий.

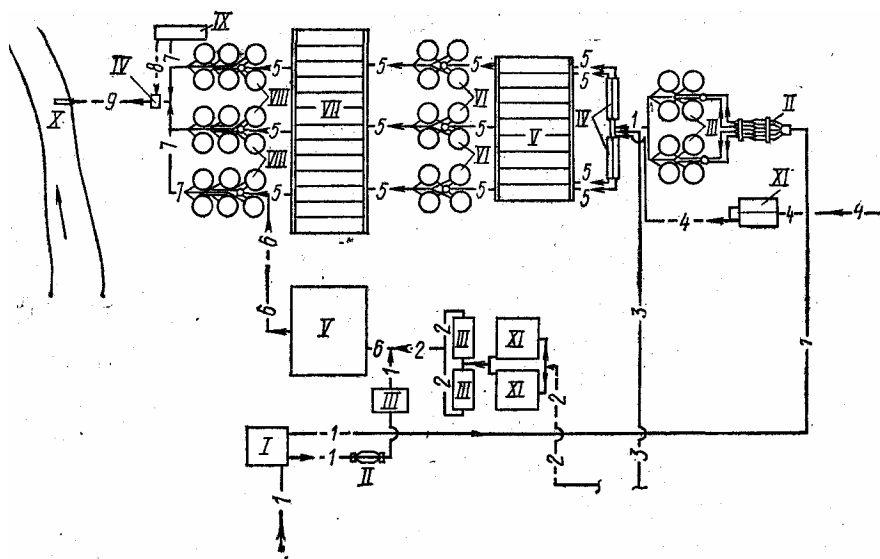


Рис. 1.1. Принципиальная схема очистных сооружений группы промышленных предприятий города:

I — здание решеток и насосной станции; II — песколовки; III, VI, VIII — соответственно первичные, вторичные и третичные отстойники; IV — смесители; V, VII — аэротенки соответственно I и II ступени; IX — хлораторная; X — рассеивающий выпуск; XI — усреднители. Потоки: 1 — городские сточные воды; 2 — сточные воды завода синтетического каучука; 3 — то же, нефтеперерабатывающего комбината; 4 — то же, завода пластмасс и изоляционных материалов; 5 — смесь сточных вод предприятий и города; 6 — то же, сточных вод завода синтетического каучука и города; 7 — очищенные сточные воды; 8 — хлорная вода; 9 — очищенные и обеззараженные сточные воды.

Приведенная табл. 1.1 позволяет облегчить выбор метода обезвреживания производственных сточных вод в зависимости от их состава и концентрации загрязняющих веществ.

Таблица 1.1.

Рекомендуемые методы обезвреживания сточных вод.

Концентрация загрязняющих веществ, мг/л	Методы очистки сточных вод, содержащих вещества преимущественно органические с температурой кипения, °С			Преимущественно неорганические
	<120	120—250	>250	
1-500	Биологический, химический, сорбционный		Химический, сорбционный	Механический, химический, сорбционный
500—5000	Химический (озонирование, хлорирование), сорбционный, жидкофазное окисление с биологической доочисткой, сжиганием в печах	Химический, сорбционный, экстракционный, жидкофазное окисление с биологической доочисткой, сжиганием в печах	Сорбционный, жидкофазное окисление с биологической доочисткой, сжигание в печах	Механический, сорбционный, выпаривание
5000—30000	Химический, экстракционный, жидкофазное окисление с биологической доочисткой, сжигание в печах			Механический, выпаривание, сброс в море, захоронение в земле, сушка в кипящем слое
>30000	Экстракционный, жидкофазное окисление с различными методами доочистки, сжигание в печах			То же

Глава 2. Процессы и аппараты механической очистки сточных вод

Механическая очистка применяется для выделения из сточной воды нерастворенных минеральных и органических примесей. Назначение механической очистки заключается в подготовке сточных вод при необходимости к биологическому, физико-химическому или другому методу более глубокой очистки. Механическая очистка на современных очистных станциях состоит из процеживания через решетки, пескоулавливания, отстаивания и фильтрования. Типы и размеры этих сооружений зависят в основном от состава, свойств и расхода производственных сточных вод, а также от методов их дальнейшей обработки.

Как правило, механическая очистка является предварительным, реже — окончательным этапом для очистки производственных сточных вод. Она обеспечивает выделение взвешенных веществ из этих вод до 90...95 % и снижение органических загрязнений (по показателю БПК_{полн}) до 20...25%.

Высокий эффект очистки сточных вод достигается различными способами интенсификации гравитационного отстаивания — преаэрацией, биокоагуляцией, осветлением во взвешенном слое (отстойники-осветлители) или в тонком слое (тонкослойные отстойники), а также с помощью гидроциклонов.

Процесс более полного осветления сточных вод осуществляется фильтрованием — пропуском воды через слой различного зернистого материала (кварцевого песка, гранитного щебня, дробленого антрацита и керамзита, горелых пород, чугунолитейного шлака и других материалов) или через сетчатые барабанные фильтры и микрофильтры, через высокопроизводительные напорные фильтры и фильтры с плавающей загрузкой — пенополиуретановой или пенополистирольной. Преимущество указанных процессов заключается в возможности применения их без добавления химических реагентов.

Выбор метода очистки сточных вод от взвешенных частиц осуществляется с учетом кинетики процесса. Размеры взвешенных частиц, содержащихся в производственных сточных водах могут колебаться в очень широких пределах (возможные диаметры частиц составляют от $5 \cdot 10^{-9}$ до $5 \cdot 10^{-4}$ м), для частиц размером до 10 мкм конечная скорость осаждения составляет менее 10^{-2} см/с. Если частицы достаточно велики (диаметром более 30...50 мкм), то в соответствии с законом Стокса они могут легко выделяться отстаиванием (при большой концентрации), или процеживанием, например, через микрофильтры (при малой концентрации). Коллоидальные частицы (диаметром 0,1...1 мкм) могут быть удалены фильтрованием, однако из-за ограниченной емкости фильтрующего слоя более подходящим методом при концентрациях взвешенных частиц более 50 мг/л является ортокинетическая коагуляция с последующим осаждением или осветлением в взвешенном слое.

Повышение технологической эффективности сооружений механической очистки очень важно при создании замкнутых систем водного хозяйства промышленных предприятий. Этому требованию удовлетворяют различные новые конструкции многополочных отстойников, сетчатых фильтров, фильтров с новыми видами зернистых и синтетических загрузок, гидроциклонов (напорных, безнапорных, многоярусных). Применение этих сооружений позволит сократить в 3...5 раз капитальные затраты и на 20...40 % эксплуатационные расходы, уменьшить в 3...7 раз необходимые площади для строительства по сравнению с применением обычных отстойников.

С целью обеспечения надежной работы сооружений механической очистки производственных сточных вод, как правило, рекомендуется применять не менее двух рабочих единиц основного технологического назначения — решеток, песколовков, усред-

нителей, отстойников или фильтров. При выборе максимального числа сооружений предусматривается их секционирование по унифицированным группам, состоящим из единиц с наиболее крупными габаритами.

На рисунке 2.1. показана схема механической очистки сточных вод со следующим составом основных сооружений: решетки 2 для задержания крупных загрязнений органического и минерального происхождения, песколовки 3 для выделения тяжелых минеральных примесей (главным образом песка), усреднители 5 расхода сточных вод и концентрации их загрязнений, отстойники или отстойники-осветлители 6 для выделения нерастворимых примесей, фильтры 7 для более полного осветления воды и сооружения для обработки осадка.

В ряде случаев механическая очистка является единственным и достаточным способом для извлечения из производственных сточных вод механических загрязнений и подготовки их к повторному использованию в системах оборотного водоснабжения.

Однако для некоторых производств требуется вода с меньшим содержанием взвешенных веществ, чем содержание, обеспечиваемое механической очисткой, поэтому необходима дополнительные физико-химическая и биологическая очистка, а также еще более глубокая очистка производственных сточных вод. При повторном использовании биологически очищенной сточной воды в соответствии с санитарными нормами требуется применять хлорирование.

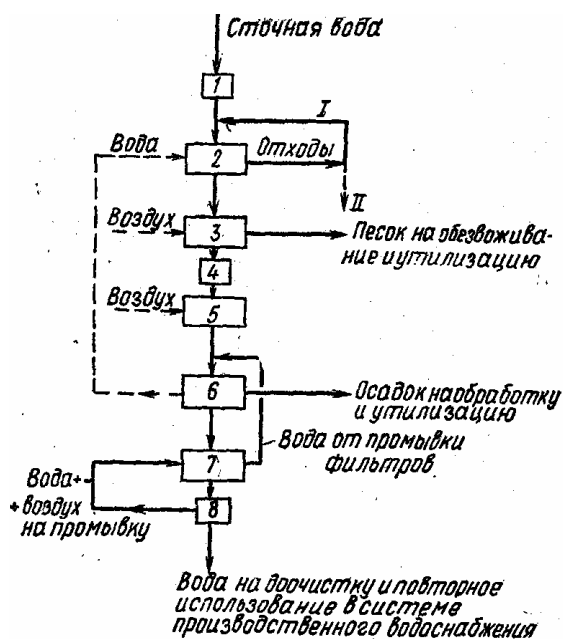


Рис. 2.1. Схема механической очистки сточных вод:

I — вариант с дроблением отходов и отводом их в канализацию; II — вариант с вывозом отходов в контейнерах на обезвреживание; 1 — приемная камера; 2 — решетки механические с отдельными дробилками или решетки-дробилки; 3 — песколовки; 4 — водоизмерительное устройство;

5 — усреднители; 6 — отстойники или отстойники-осветлители; 7 — барабанные сетки и песчаные фильтры или только каркасно-засыпные фильтры; 8 — насосная станция.

Дальнейшим развитием методов очистки производственных сточных вод, содержащих механические примеси, является внедрение очистки с применением гидроциклонов и центрифуг, а также отстаивание с предварительной магнитной обработкой производственных сточных вод.

2.1. Сооружения первичной обработки сточных вод.

2.1.1. Усреднители.

При выборе способов и технологического оборудования для очистки сточных вод от примесей необходимо учитывать, что заданные эффективность и надежность работы любого очистного устройства обеспечиваются в определенном диапазоне значений концентраций примесей и расходов сточной воды. Большинство цехов машиностроительных предприятий характеризуется постоянством расхода и состава сточных вод, однако в некоторых технологических процессах имеют место кратковременные изменения, что может существенно уменьшить эффективность работы очистных устройств или вывести их из строя. Например, залповые сбросы отработанных технологических растворов в термических, травильных и гальванических цехах вызывают существенное увеличение концентрации тяжелых металлов в сточных водах на входе в очистные сооружения. Быстрое таяние снега, а также интенсивные дожди вызывают существенное увеличение расхода поверхностных сточных вод на входе в очистные сооружения.

Для обеспечения нормальной эксплуатации очистных сооружений в указанных случаях необходимо усреднение концентрации примесей или расхода сточной воды, а в некоторых случаях и по обоим показателям одновременно. С этой целью на входе в очистные сооружения устанавливают усреднители, выбор и расчет которых определяются характеристиками залповых сбросов. Исключение пиковых расходов воды, поступающей на очистку, позволяет более экономично и надежно проводить процесс.

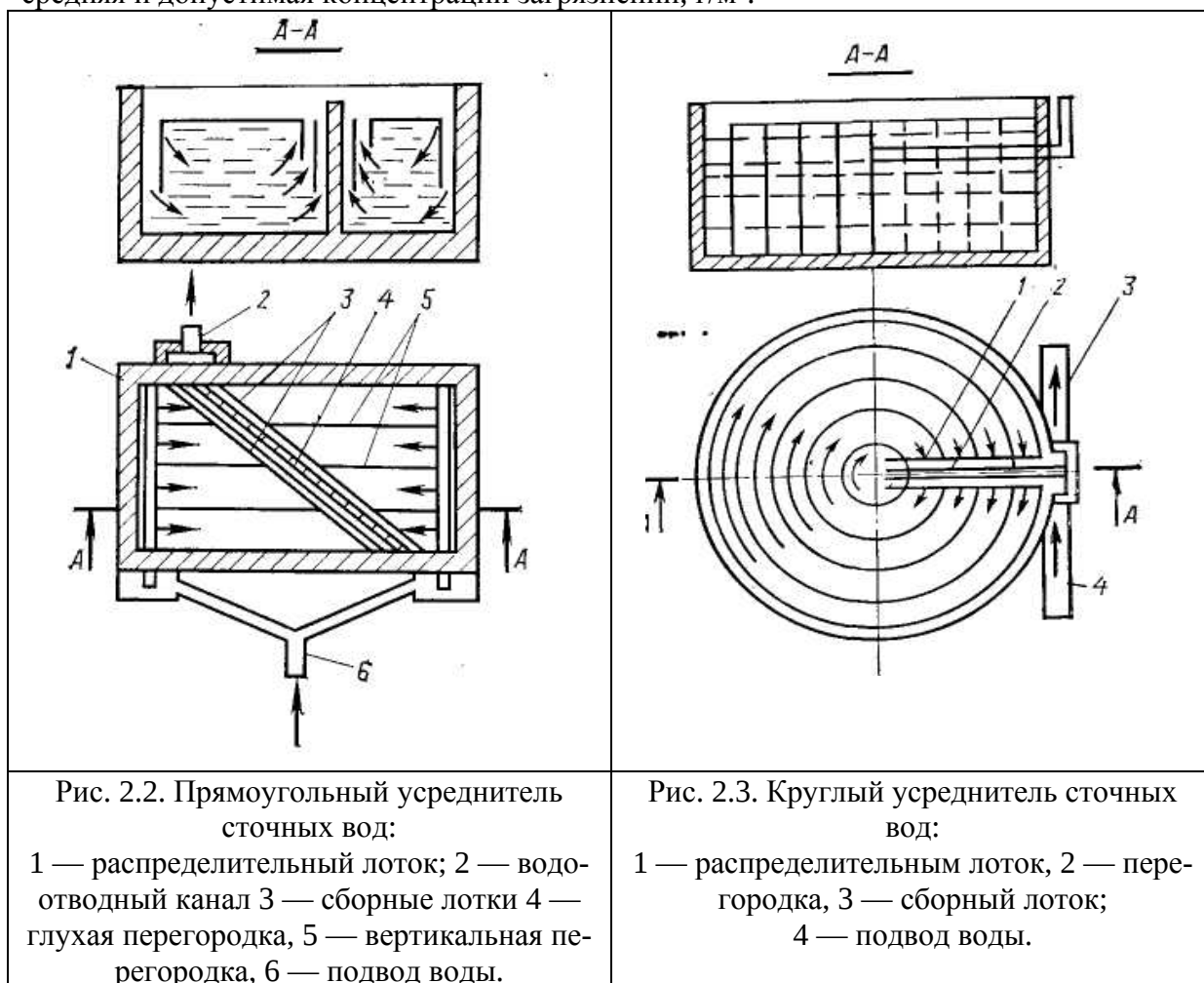
Усреднение проводят в контактных и проточных усреднителях. Контактные усреднители используют при небольших расходах сточной воды, в периодических процессах и для обеспечения высоких степеней выравнивания концентраций. В большинстве случаев применяют проточные усреднители, которые представляют собой многокоридорные (многоходовые) резервуары или емкости, снабженные перемешивающими устройствами. Многокоридорные усреднители могут быть прямоугольные (рис. 2.2) и круглые (рис. 2.3). Усреднение в них достигается смешением струй сточной воды разной концентрации. Усреднение расхода воды достигается также при перекачке ее насосами. В этом случае усреднитель представляет собой простую емкость. Перемешивание жидкости может быть обеспечено и механическими мешалками или барботажом воздуха (рис. 2.4).

Изменение концентрации в сточной воде может произойти в результате ее залпового сброса или вследствие циклических колебаний состава вод.

Объем усреднителя для погашения залпового сброса определяют по формуле

$$V_z = \frac{Q \tau_z}{\ln \frac{k_n}{k_n - 1}},$$

где Q — расход воды, $\text{м}^3/\text{ч}$; k_n — коэффициент подавления, $k_n = \frac{C_{\max} - C_{\text{ср}}}{C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}}$; τ_3 — продолжительность залпового сброса, ч; $C_{\max}$, $C_{\text{ср}}$, $C_{\text{доп}}$ — соответственно максимальная, средняя и допустимая концентрации загрязнений, $\text{г}/\text{м}^3$.



При $k_n \geq 5$ объем усреднителя можно рассчитать по формуле

$$V_3 = k_n Q \tau_3.$$

Объем усреднителя для погашения циклических колебаний состава загрязнений находят за время τ_0 по формуле

$$V_3 = 0,16 k_n Q \tau_0.$$

Для вычисленного объема усреднителя определяют число секций n и по числу секций уточняют объем усреднителя.

Затем проводится проверочный расчет скорости продольного движения воды u_c в секции сечением F (м^2). Эта скорость должна быть меньше 2,5 мм/с и определяется по соотношению:

$$u_c = \frac{Q \cdot 1000}{nF \cdot 3600}.$$

Необходимый объем усреднителя для усреднения расхода определяют по графику притока сточных вод за определенный период (сутки) с учетом требуемой степени усреднения.

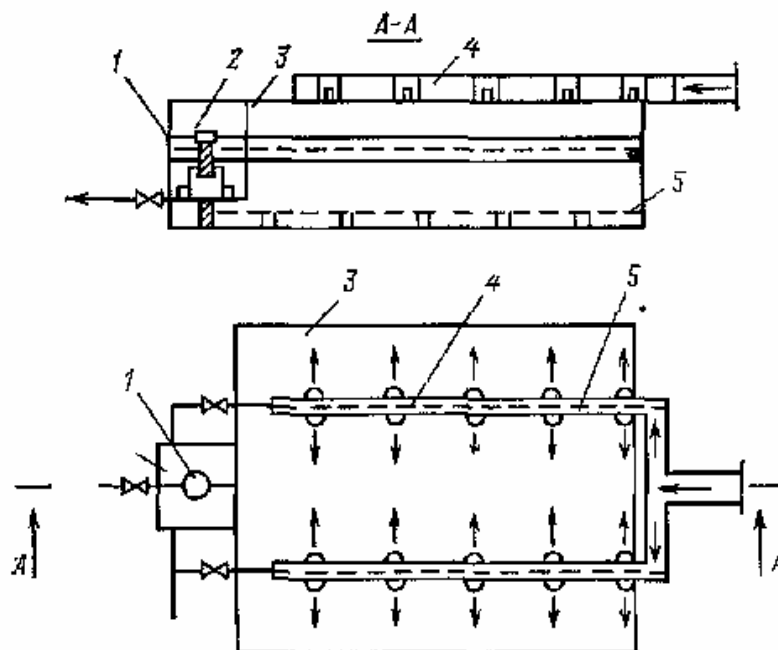


Рис. 2.4. Усреднитель с перемешивающим устройством:
1 — выпускная камера, 2 — выпускное устройство; 3 — корпус;
4 — лоток; 5 — барботер.

Объем усреднителя $V_{об}$ для выравнивания концентрации и расхода сточных вод находят как сумму минимального объема воды в усреднителе, обеспечивающего усреднение сточных вод по концентрации V_{min} (m^3), и объема для регулирования расхода $V_{рег}$ (m^3).

При минимальном объеме воды в усреднителе концентрация загрязнений

$$C_0 = \sum_{i=1}^{\tau} q_i C_i / V_{min},$$

где τ — время, в течение которого вода в усреднителе достигнет объема V_{min} , ч; q_i — часовой расход воды за период усреднения; C_i — концентрация загрязнений в i -й час усреднения.

При циклическом изменении концентрации сточных вод объем усреднителя равен

$$V = \sum_{i=1}^{\tau_u} q_i.$$

Концентрация загрязнения в каждом часовом расходе воды

$$C_{уср} = \sum_{i=1}^{\tau} q_i C_i / V.$$

При отсутствии цикличности изменения состава сточных вод период усреднения устанавливают в соответствии с требованиями к выравниванию концентрации. Если при принятом периоде усредненная концентрация загрязнения $C_{\text{уср}}$ больше некоторой допустимой концентрации $C_{\text{доп}}$, то объем усреднителя необходимо увеличить. Этот объем будет равен

$$V = \sum_{i=1}^{\tau} q_i + \sum_{k=\tau+1}^{\tau+t} q_k ,$$

где q_k — часовые расходы воды за пределами принятого периода усреднения τ .

Концентрация загрязнения после усреднения равна

$$C_{\text{уср}} = \left(\left(\sum_{i=1}^{\tau} q_i C_i + \sum_{k=\tau+1}^{\tau+t} q_k C_k \right) / V_{\text{уср}} \right),$$

где C_k — концентрация загрязнения воды при k -часовом расходе воды.

Период усреднения устанавливают последовательным приближением концентрации усреднения до условия $C_{\text{уср}} \leq C_{\text{доп}}$.

В усреднителе (см. рис. 2.4) перемешивание жидкости происходит в процессе барботажного воздуха через перфорированные трубы (барботеры). Барботеры укладывают горизонтально вдоль усреднителя на подставках высотой 7...10 см от дна. Расстояние между барботерами $b_{\text{б}}$ принимают равным двойной высоте слоя жидкости в усреднителе $2H$; пристенные барботеры находятся от стенки на расстоянии H . Максимальное расстояние между барботерами не должно превышать:

$$b_{\text{б. max}} = 1(0,5 + 2,8H) \lg(1 + q_{\text{возд}}),$$

где $q_{\text{возд}}$ — удельный расход воздуха для перемешивания воды; принимают равным 4...6 м³/ч на 1 м длины барботера, для пристенных барботеров (отдельный циркуляционный поток) — равным 2...3 м³/ч.

Для перемешивания воды и предотвращения выпадения взвешенных частиц в осадок интенсивность подачи воздуха должна быть такой, чтобы частицы с гидравлической крупностью w_0 не осаждались. Этому условию соответствует соотношение

$$u_{\text{д}} = k_{\text{взв}} w_0^{0,5},$$

где $u_{\text{д}}$ — придонная скорость циркуляционного потока; $k_{\text{взв}}$ — коэффициент пропорциональности; $k_{\text{взв}} = 10...12$.

Удельный расход воздуха при одном циркуляционном потоке

$$q_{\text{возд}} = \frac{u_{\text{д}}^2}{6,25gH_{\text{min}}}.$$

Общий расход воздуха

$$Q_{\text{общ}} = n l_{\text{б}} q_{\text{возд}},$$

где H_{min} — глубина воды над барботером при минимальном заполнении усреднителя; n — число барботеров, $l_{\text{б}}$ — длина барботера.

Усреднитель представляет собой выпуклую камеру специальной конструкции. Площадь сечения выпускного отверстия отводного патрубка определяется по соотношению

$$F = \frac{Q_{\text{уср}}}{\mu \sqrt{2gh_0}},$$

где $Q_{\text{ус}}$ — усредненный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; μ — коэффициент расхода, равный 0,6...0,82; h_0 — напор над отводным патрубком, м.

2.1.2. Решетки.

Очистка сточных вод от твердых частиц в зависимости от их свойств, концентрации и фракционного состава осуществляется методами процеживания, отстаивания, отделения твердых частиц в поле действия центробежных сил и фильтрования.

Процеживание — первичная стадия очистки сточных вод — предназначено для выделения из сточных вод крупных нерастворимых примесей размером до 25 мм, а также более мелких волокнистых загрязнений, которые в процессе дальнейшей обработки стоков препятствуют нормальной работе очистного оборудования. Процеживание сточных вод осуществляется пропусканием воды через решетки и волокнуловители.

Решетки применяют для улавливания из сточных вод крупных, нерастворенных, плавающих загрязнений. Попадание таких отходов в последующие очистные сооружения может привести к засорению труб и каналов, поломке движущихся частей оборудования, т.е. к нарушению нормальной работы. Решетки изготавливают из круглых и прямоугольных стержней. Зазоры между ними равны 16...19 мм.

Решетки устанавливают на очистных станциях при поступлении на них сточных вод самотеком. Не применяют решетки на очистных станциях допускается в случае подачи сточных вод насосами с установленными перед ними решетками с зазорами 16 мм или менее.

Решетки подразделяют на:

- подвижные и неподвижные;
- с механической или ручной очисткой;
- устанавливаемые вертикально или наклонно (как при самотечном, так и при напорном поступлении сточных вод).

Решетки, требующие ручной очистки, устанавливают в случае, если количество загрязнений не превышает $0,1 \text{ м}^3/\text{сут}$. При большем количестве загрязнений устанавливают решетки с механическими граблями. Уловленные на решетках загрязнения измельчают в специальных дробилках и возвращают в поток воды перед решетками. Решетки размещают в отдельных помещениях, снабженных грузоподъемными приспособлениями. Расчетную температуру в здании с решетками принимают равной 16°C , а кратность обмена воздуха - 5.

Схемы механизированных решеток показаны на рис. 2.5.

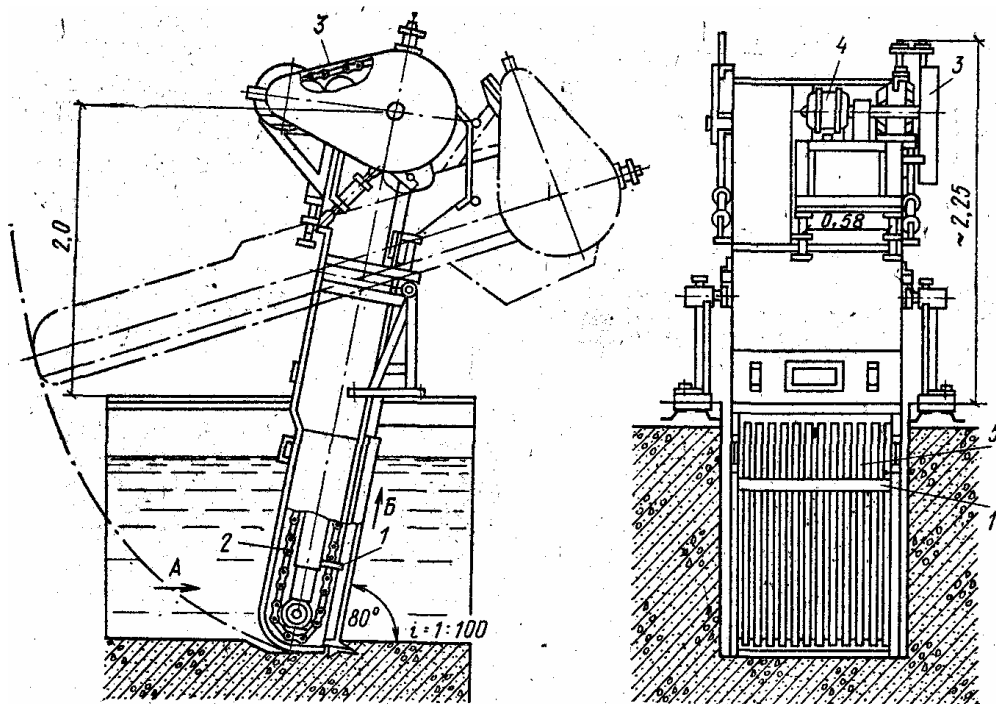


Рис. 2.5. Механизированная наклонная решетка (стрелка А показывает направление движения жидкости; стрелка Б — направление движения цепи с граблиной): 1 - граблина; 2 - тяговая цепь; 3 - электропривод; 4 - электродвигатель; 5 - решетка.

Расчёт решеток производится на максимальный приток сточных вод ($\text{м}^3/\text{с}$ или $\text{м}^3/\text{ч}$) или на пропускную способность очистной станции ($\text{м}^3/\text{сут}$). Исходными данными для расчета решеток являются максимальный расход сточных вод (Q_{max}) и скорость движения жидкости в зазорах решеток, которую принимают равной $u = 0,8 \dots 1 \text{ м/с}$. Исходя из этих же данных, определяют суммарную площадь живого сечения решеток F_c и, задаваясь числом решеток n , — площадь одной решетки:

$$F_c = \frac{Q_{\text{max}}}{u}; \quad F = \frac{F_c}{n}$$

Потери напора в решетках составляют

$$h_p = \beta \left(\frac{s}{b} \right)^{4/3} \sin \alpha \cdot \frac{u^2}{2g} P,$$

где β — коэффициент, равный 242 — для прямоугольных, и 1,72 для круглых стержней; s — толщина стержней решетки, мм; b — ширина зазоров решетки, мм; α — угол наклона решетки к горизонту; g — ускорение свободного падения, м/с^2 ; P — коэффициент, учитывающий увеличение потерь напора вследствие засорения решетки; принимают $P = 3$.

Пример. 2.1. Требуется рассчитать одиночную решетку с механической очисткой, устанавливаемую в водоем с глубиной $H_1 = 1, 2 \text{ м}$. Расход сточных вод $2,5 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Решение. Выбираем ширину прозоров между прутьями $b > b_{\text{min}} = 16 \text{ мм}$ при установке одной решетки. Пусть $b = 20 \text{ мм}$.

Скорость потока воды v принимаем равной $0,8 \text{ м/с}$, т.е. меньше $v_{\text{max}} = 1 \text{ м/с}$.

Определяем число прозоров между прутьями решетки по формуле

$$n = \frac{q}{b H_1 v} = \frac{2,5 \cdot 10^3}{3600 \cdot 20 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 0,8} = 36.$$

Вводим коэффициент засорения решетки $k_3 = 1,05$. Тогда $n' = 1,05 \cdot 36 = 38$.

Толщину стержней принимаем $s = b = 20$ мм.

Общая ширина решетки определяется по формуле

$$B = s(n - 1) + b n = 20 \cdot 10^{-3}(38 - 1) + 20 \cdot 10^{-3} \cdot 38 = 1,5 \text{ м.}$$

Полезная длина стержней решетки составит

$$l = \frac{H_1}{\sin \alpha} = \frac{1,2}{\sin 60^\circ} = 1,39 \text{ м} \approx 1,4 \text{ м.}$$

Над решеткой необходимо предусмотреть лоток для сбора загрязнений, счищаемых механическими граблями. Поэтому стержни решетки должны выступать над поверхностью воды на величину Δl . Примем $\Delta l = 0,5$ м. Тогда длина стержней будет равна

$$L = l + \Delta l = 1,4 + 0,5 = 1,9 \text{ м.}$$

Для задержания и измельчения загрязнений непосредственно в потоке сточной воды без извлечения их на поверхность применяют решетки-дробилки (типа РД). Схема решетки-дробилки показана на рис. 2.6.

Решетка-дробилка состоит из щелевого барабана с трепальными гребнями и приводного механизма. Принцип действия такой решетки-дробилки заключается в следующем (рис. 2.6.). Сточная вода поступает на вращающийся барабан с щелевыми отверстиями. Мелкие фракции отходов вместе с потоком сточной воды проходят через щелевые отверстия внутрь барабана и далее вниз на выход из решетки-дробилки. Крупные фракции отходов задерживаются на перемычках между щелевыми отверстиями барабана (которые составляют как бы круглую решетку) и транспортируются при вращении барабана к трепальным гребням.

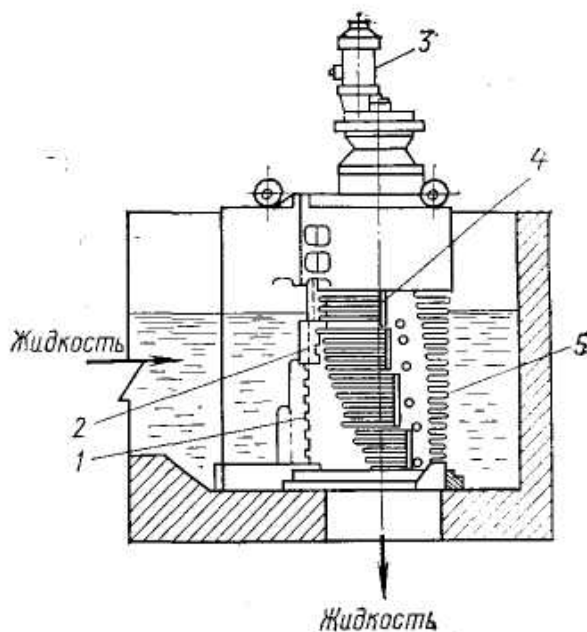


Рис. 2.6. Схема решетки-дробилки типа РД:

1 – барабан; 2 – трепальный гребень; 3 – электродвигатель; 4 – режущая пластина; 5 – резец

Измельчение отходов, осуществляемое при взаимодействии поочередно подходящих резцов, которые закрепляются на барабане с режущими кромками трепальных гребней, установленных неподвижно, происходит по принципу работы гильотинных ножниц, а измельчение, осуществляемое при взаимодействии режущих пластин с трепальными гребнями, по принципу работы параллельных ножниц. Измельченные отходы подхватываются водой и проходят сквозь щелевые отверстия внутрь барабана в общем потоке. Такая конструкция является компактной, а процесс можно полностью автоматизировать.

2.2. Аппараты для осаждения примесей из сточных вод.

Работа многочисленных аппаратов, предназначенных для выделения из сточных вод твердых и жидких примесей, основана на гидродинамических закономерностях процесса отстаивания. К таким аппаратам относятся песколовки, первичные и вторичные отстойники, илоуплотнители, нефтеловушки, смоло-жиро-маслоуловители.

Основным параметром, на основании которого рассчитывают размеры отстойной аппаратуры, является скорость осаждения взвешенных твердых или жидких частиц (гидравлическая крупность) w_o . Скорость осаждения зависит от многих факторов: размера частиц d , их формы, плотности ρ_m , плотности $\rho_{с.в}$ и вязкости $\mu_{с.в}$ сточной воды, скорости движения воды u , от условий обтекания и сопротивления среды и др.

Для ламинарного, переходного и турбулентного режимов осаждения шарообразных частиц скорость свободного осаждения вычисляют из формулы

$$Re_o = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}, \quad (2.1)$$

где $Re_o = \frac{w_o d \rho_{\epsilon}}{\mu_{\epsilon}}$ — число Рейнольдса; $Ar = \frac{d^3 \rho_{\epsilon}^2 g (\rho_m - \rho_{\epsilon})}{\mu_{\epsilon}^2 \rho_{\epsilon}}$ — число Архимеда (ρ_{ϵ} — плотность чистой воды; μ_{ϵ} — вязкость чистой воды).

Формула (2.1) применима и для вычисления скорости осаждения частиц неправильной формы, если подставлять в нее эквивалентный диаметр частицы.

Как правило, сточные воды, содержащие твердые примеси, имеют частицы различных форм и размеров. Такие воды представляют собой полидисперсные гетерогенные агрегативно-неустойчивые системы. В процессе осаждения размер, плотность и форма частиц, а также физические свойства системы изменяются. Все это усложняет установление действительных закономерностей процесса осаждения.

Свойства сточных вод отличаются от свойств чистой воды. Сточные воды имеют более высокую плотность и большую вязкость. Вязкость и плотность сточной воды, содержащей твердые частицы с объемной концентрацией C_0 , можно рассчитать по формулам

$$\mu_{с.в} = \mu_{\epsilon} (1 + 2,5 C_0); \quad \rho_{с.в} = \rho_{\epsilon} \cdot \varepsilon + \rho_m (1 - \varepsilon); \quad \varepsilon = \frac{V_{ж}}{V_{ж} + V_m},$$

где ε — объемная доля жидкой фазы; $V_{ж}$ — объем жидкой фазы, V_m — объем твердой фазы.

При отстаивании сточных вод наблюдается стесненное осаждение, которое сопровождается столкновением частиц, трением между ними и изменением скоростей как больших, так и мелких частиц. Скорость стесненного осаждения меньше скорости сво-

бодного осаждения вследствие возникновения восходящего потока жидкости и большей вязкости среды.

Скорость стесненного осаждения шарообразных частиц одинакового размера можно рассчитать по формуле Стокса с поправочным коэффициентом R , который учитывает влияние концентрации взвешенных веществ и реологические свойства системы:

$$w_o = \frac{d^2 g (\rho_m - \rho_{жс})}{18 \mu_{\epsilon}}; \quad R = \frac{\mu_{\epsilon}}{\mu_{с.б}} \epsilon.$$

Для частиц не шарообразной формы необходимо учитывать коэффициент формы. Скорость осаждения полидисперсной системы непрерывно изменяется во времени. Эта скорость, как правило, определяется экспериментально.

2.2.1. Песколовки.

Песколовки предназначены для выделения из сточных вод тяжелых минеральных примесей (главным образом песка) крупностью свыше 0,2...0,25 мм при пропускной способности станции очистки сточных вод более 100 м³/сут.

Песколовки рассчитываются на максимальный расход сточных вод и проверяются на минимальный приток. Тип песколовки необходимо выбирать с учетом пропускной способности очистной станции, состава очищаемых производственных сточных вод и местных условий строительства. Число отделений песколовок надлежит принимать не менее двух, при этом все отделения должны быть рабочими.

В системах очистки наибольшее применение нашли песколовки с горизонтальным прямолинейным движением воды, горизонтальные с круговым движением воды, круглой формы с тангенциальным подводом воды и аэрируемые. Конструкцию сооружения выбирают в зависимости от количества сточных вод и концентрации твердых примесей.

Горизонтальные песколовки — это удлиненные прямоугольные в плане сооружения с прямолинейным движением воды (рис. 2.7). Для ориентировочных расчетов принимают глубину песколовки $H = 0,25...1$ м, соотношение ширины и глубины $B/H = 1:2$.

Осаждение песка из сточных вод в песколовках с некоторым допущением можно отнести к свободному осаждению частиц в ламинарном режиме, поэтому скорость осаждения w_o можно рассчитать по закону Стокса.

Длину L , ширину B и высоту H песколовки рассчитывают.

Длину песколовки находят по формуле (в м)

$$L = k \frac{H_p u}{w_o}, \quad (2.2)$$

где k — коэффициент, учитывающий влияние турбулентности потока и других факторов на скорость осаждения.

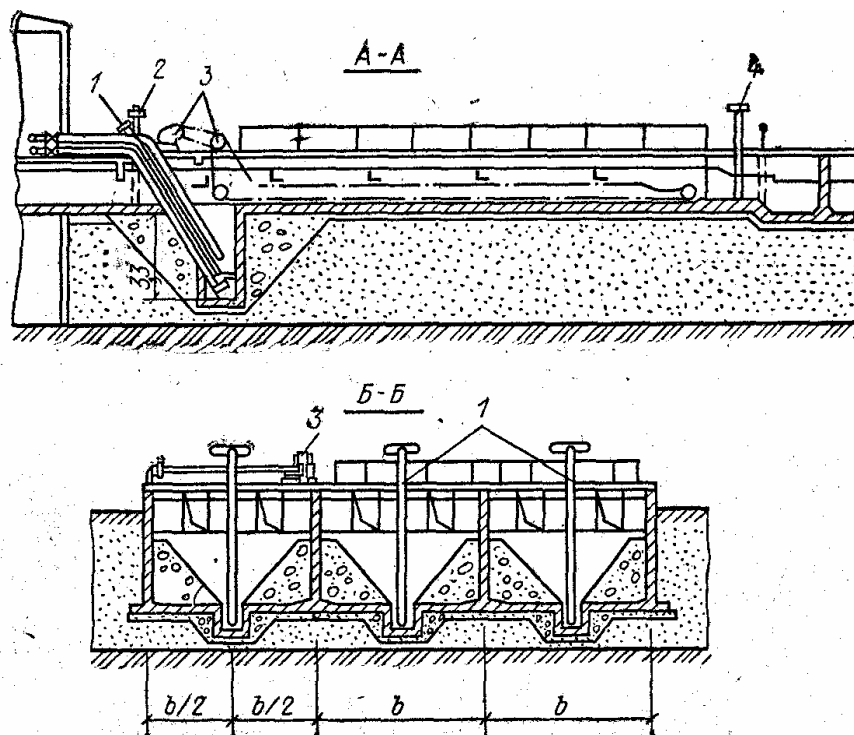


Рис. 2.7. Горизонтальная песколовка с прямолинейным движением воды:
1 — гидроэлеваторы; 2 — щитовые; 3 — скребковые механизмы для удаления песка.

Коэффициент k равен

$$k = \frac{w_o}{\sqrt{w_o - 0,05u}}. \quad (2.3)$$

Площадь зеркала воды F (м^2), расчетную глубину песколовки H_p (м) и удельную нагрузку по воде q_0 [$\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$] при эффективности очистки $\mathcal{E}$ определяют по формулам

$$F = \frac{Q}{q_0} = BL; \quad H_p = \frac{Q}{Bu}; \quad q_0 = \frac{-0,43w_o}{\lg(1 - \mathcal{E})}. \quad (2.4)$$

Среднюю скорость движения воды в расчетах следует принимать $u = 0,3$ м/с, диаметр частиц песка $0,2 \dots 0,25$ мм, продолжительность пребывания воды в песколовке 30 с.

Для поддержания в песколовках постоянной скорости сточной воды на выходе из песколовки устанавливают водослив с широким порогом. Размеры водослива определяют по формулам

$$P = \frac{h_{\max} - k_q^{2/3} h_{\min}}{k_q^{2/3} - 1}; \quad b_c = \frac{q_{\max}}{(m\sqrt{2q})(P + h_{\max})^{3/2}},$$

где P — перепад уровней воды между дном песколовки и порогом водослива; $h_{\max}$, $h_{\min}$ — глубина воды при максимальном $q_{\max}$ и минимальном $q_{\min}$ расходах и скорости движения воды в песколовке $0,3$ м/с; $k_q = \frac{q_{\max}}{q_{\min}}$; b_c — ширина водослива; m — коэффициент расхода водослива, равный $0,35 \dots 0,38$.

Объем приемков принимают равным не более двух суточных объемов выпадающего песка. Угол наклона стенок приемка 60° .

Песколовки с круговым движением воды являются разновидностью горизонтальных песколовок (рис. 2.8). Горизонтальные песколовки с круговым движением сточной воды предназначены для удаления песка из производственных сточных вод, имеющих нейтральную или слабощелочную реакцию.

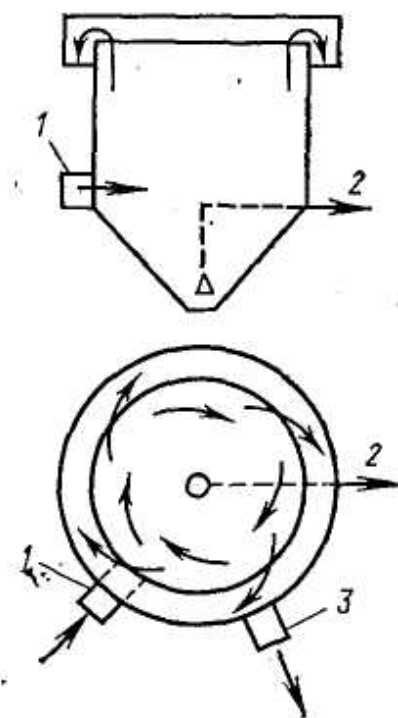


Рис. 2.8. Песколовки с круговым движением воды:
1 — подача сточной воды; 2 — удаление пульпы; 3 — отвод воды.

Сточная вода подводится к ним и отводится из них по лоткам. Эти песколовки применяют при расходах воды до $7000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Рассчитывают их по приведенным выше формулам для горизонтальных прямоугольных песколовок (2.2)—(2.4). Длину песколовок принимают по средней линии кругового лотка.

Пример. 2.2. Исходные данные: расход сточных вод $Q = 0,6 \text{ л/с}$ ($2,16 \text{ м}^3/\text{ч}$). Начальное содержание взвешенных веществ $ВВ_n - 1000 \text{ мг/л}$, эмульгированных веществ $ЭВ_n - 150 \text{ мг/л}$; требуемое конечное содержание $ВВ_k - 400 \text{ мг/л}$, $ЭВ_k - 148 \text{ мг/л}$.

1. Площадь сечения песколовки:

$$P = Q/3600 \nu n,$$

где ν - средняя скорость движения воды; n - количество параллельно установленных секций песколовки.

Для горизонтальных песколовок рекомендуемая скорость движения воды - $0,1...0,3 \text{ м/с}$. Принимая $\nu = 0,1 \text{ м/с}$, площадь живого сечения песколовки составляет

$$F = 2,16/(3600 \cdot 0,1 \cdot 1) = 0,006 \text{ м}^2.$$

2. Ширина проточной части песколовки выбирается конструктивно $B = 0,18 \text{ м}$.

3. Глубина проточной части песколовки:

$$h_1 = F/B = 0,006/0,18 = 0,033 \text{ м}.$$

4. Длина песколовки определяется по формуле

$$L = k h_1 \frac{V}{u_0},$$

где k - коэффициент, учитывающий влияние турбулентности и других факторов на работу песколовков, для горизонтальных песколовков $k = 1,7$; u_0 - гидравлическая крупность песка, при диаметре улавливаемых частиц песка 0,2 мм – $u_0 = 18 \text{ мм/с}$.

$$L = 1,7 \cdot 0,033 \frac{0,1}{18 \cdot 10^{-3}} = 0,312 \text{ м.}$$

Продолжительность протекания сточных вод при максимальном притоке должна быть не менее 30 с, поэтому принимаем длину песколовки $L = 3 \text{ м}$:

$$t_{np} = \frac{L}{V} = \frac{3}{0,1} = 30 \text{ с.}$$

Из конструктивных соображений и удобства эксплуатации (выгрузки осадка) песколовка выполнена в виде трех блоков, соединяющихся желобами для течения сточной воды.

5. Определение объема контейнера песколовки.

Объем осадка, накапливаемого в песколовке

$$V_{oc} = \frac{Q \Delta C_{вв}}{\rho_{oc} (1 - \varphi)},$$

где ρ_{oc} - плотность выпавшего осадка, кг/м^3 ; φ - влажность выпавшего осадка ($\varphi = 0,6$); $\Delta C_{вв}$ - разность концентраций взвешенных веществ на входе и выходе из песколовки, кг/м^3 . Плотность выпавшего осадка

$$\rho_{oc} = \rho_{вв} (1 - \varphi) + \rho_{воды} \varphi,$$

где $\rho_{вв}$ - плотность осаждающихся взвешенных веществ, кг/м^3 .

Так как в песколовке осаждается преимущественно песок, то $\rho_{вв} = 2650 \text{ кг/м}^3$. С учетом этого

$$\rho_{oc} = 2650 (1 - 0,6) + 1000 \cdot 0,6 = 1660 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда объем осадка

$$V = 2,16 \cdot 600 \cdot 10^{-3} / [1660 (1 - 0,6)] = 1,95 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{час.}$$

Так как очистная установка работает в одну смену 7 часов в сутки, 5 дней в неделю, то объем образовавшегося за месяц осадка составит

$$V_{oc} = 1,95 \cdot 10^{-3} \cdot 7 \cdot 22 = 0,3 \text{ м}^3/\text{мес.}$$

Объем осадка, выпавшего в одной секции песколовки, составляет

$$V_1 = V_{oc} / 3 = 0,3 / 3 = 0,1 \text{ м}^3/\text{мес.}$$

Длина контейнера принимается равной длине секции песколовки, длина и ширина выбраны из конструктивных соображений (по 1м). Выгрузку осадка рекомендуется осуществлять по мере накопления его в песколовке до высоты 0,75...0,80 м.

Тангенциальные песколовки (рис. 2.9) имеют удельную нагрузку 110...130 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, диаметр не более 6 м. Вода подводится по касательной.

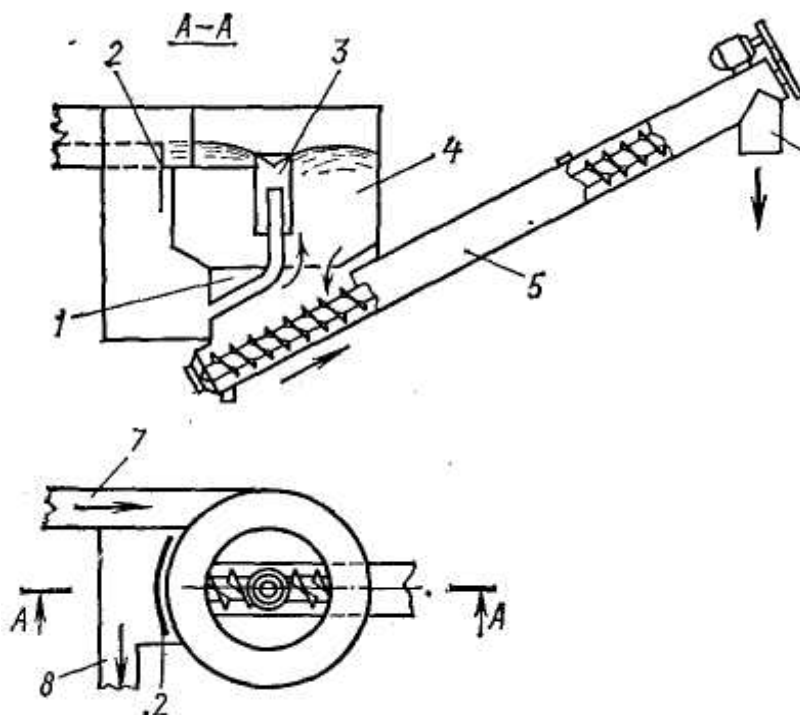


Рис. 2.9. Тангенциальная песколовка:

1 — осадочная часть, 2 — подвижный водослив; 3 — телескопическая труба; 4 — рабочая часть; 5 — шнек; 6 — отвод песка; 7 — подающий лоток; 8 — отводящий лоток.

Проточная часть песколовки имеет небольшую глубину. При скорости движения воды в главном лотке 0,6...0,8 м/с в песколовке задерживается примерно 90% песка. Осажденный песок удаляют шнеком, гидроэлеватором или смывают водой, подаваемой через трубопровод, расположенный в песковом лотке. Площадь сечения песколовки определяют по формуле $F = \frac{Q}{q_0}$. Глубину песколовки принимают равной половине диаметра.

Аэрируемые песколовки (рис. 2.10) применяются для выделения содержащихся в сточной воде минеральных частиц гидравлической крупностью 13...18 мм/с.

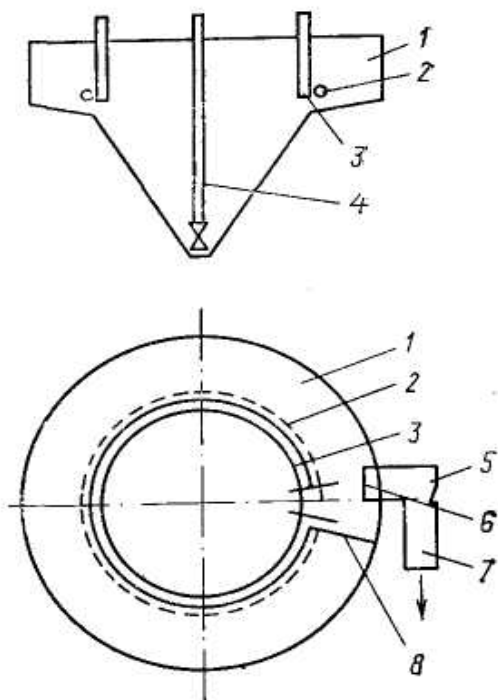


Рис. 2.10. Аэрируемая песколовка с круговым движением воды:

1 — аэрационная зона; 2 — аэратор; 3 — разделительная перегородка;
4 — гидроэлеватор; 5 — подводящий канал; 6 — впускное устройство; 7 — отводящий канал; 8 — перегородка.

Эти сооружения применяют в тех случаях, когда требуется наиболее полное разделение примесей по крупности. Воздух способствует вращению воды в песколовке и тем самым повышению эффекта осаждения.

Расчетная пропускная способность аэрируемой песколовки шириной 4,5 м на три отделения составляет 200...240 тыс. м³/сут сточных вод, на четыре отделения — 240...280 тыс. м³/сут. Подвод сточной воды к песколовкам и отвод ее осуществляются открытыми лотками. Для системы аэрации используется воздух от насосно-воздуходувной станции. Осадок смывается в бункер песколовки гидромеханической системой, включающей продольный лоток и трубопроводы со spryskami; осадок из бункера удаляется с помощью гидроэлеватора.

Прямой для песка рекомендуется выполнять круглым в плане с тангенциальным присоединением к нему песковых лотков. Угол наклона стенок прямока принимают не менее 60°. Осадок, удаляемый из прямока гидроэлеваторами, направляется на напорные гидроциклоны, используемые для отмычки песка от органических примесей. После гидроциклонов получается осадок зольностью 84...96 % и влажностью 21...23 %:

2.2.2. Отстойники.

Отстойник является основным сооружением механической очистки сточных вод, используется для удаления оседающих или всплывающих грубодисперсных веществ. Различают первичные отстойники, которые устанавливают перед сооружениями биоло-

гической или физико-химической очистки, и вторичные отстойники — для выделения активного ила или биотенки. В зависимости от направления движения потока воды отстойники подразделяют на горизонтальные, вертикальные и радиальные. К отстойникам относят и осветлители, в которых одновременно с отстаиванием сточная вода фильтруется через слой взвешенного осадка, а также осветлители-перегниватели и двухъярусные отстойники, где одновременно с осветлением воды происходит уплотнение выпавшего осадка.

Выбор типа и конструкции отстойников зависит от количества и состава производственных сточных вод, поступающих на очистку, характеристик образующегося осадка (уплотняемость, транспортируемость). В каждом конкретном случае выбор типа отстойников должен определяться в результате технико-экономического сравнения нескольких вариантов. Число отстойников следует принимать не менее двух, но и не более четырех, идя по пути увеличения габаритов отстойников, так как стоимость единицы объема крупногабаритных отстойников меньше, чем малогабаритных.

Для расчета отстойников необходимы следующие данные.

1. Количество сточных вод Q , м³/с, по максимальному притоку.
2. Концентрация взвешенных веществ C_1 , мг/л, тяжелых и легких (масла и нефтепродукты) механических примесей.

3. Требуемая степень очистки, или допустимое содержание взвешенных веществ в осветленной воде $C_{тр}$, мг/л, принимаемое в соответствии с санитарными нормами или обусловленное технологическими требованиями (например, при расчете первичных отстойников, располагаемых перед аэротенками, на полную очистку или биофильтрами, когда $C_{тр}$ должно быть равным 100...150 мг/л).

Эффективность осаждения взвешенных частиц в отстойниках (эффективность отстаивания) вычисляют по зависимости (в %)

$$\mathcal{E} = \frac{C_1 - C_2}{C_1} 100 \text{ .}$$

В большинстве случаев эффективность составляет 40...60% при продолжительности отстаивания 1...1,5 ч; эффективность работы осветлителей достигает 70%.

4. Гидравлическая крупность частиц, которые необходимо выделить для обеспечения требуемой эффективности очистки $\mathcal{E}_{тр}$, равной 50... 98%.

5. Гидравлическая крупность, определяемая по кривым кинетики отстаивания $\mathcal{E} = f(t)$, которые получены в лаборатории в статических условиях при высоте слоя отстаивания $h_1 \geq 200$ мм или h_2 ($\Delta h = h_2 - h_1 \geq 200$ мм). Для приведения полученной величины к слою, равному высоте слоя потока воды в отстойнике, производится перерасчет по формуле

$$u = \frac{1000HK}{t_1(HK/h_1)^n},$$

где H — глубина проточной части в отстойнике, м; K — коэффициент использования объема в отстойнике, равный в первом приближении коэффициенту использования объема отстойника выбранной конструкции; t_1 — продолжительность отстаивания в лабораторном цилиндре при высоте слоя h_1 , в течение которого достигается требуемый эффект осветления; n — коэффициент пропорциональности, зависящий от агломерируемости взвешенных веществ в процессе осаждения, определяемый при $h_1 > h_2$ по формуле

$$n = \frac{\lg t_1 - \lg t_2}{\lg h_1 - \lg h_2};$$

здесь h_1, h_2 — высота слоев отстаивания в лабораторных условиях, мм; t_1, t_2 — продолжительность отстаивания в соответствующих слоях, при которой достигается требуемый эффект отстаивания, с.

В случае когда температура сточной воды в производственных условиях отличается от температуры сточной воды, при которой определялась кинетика отстаивания, необходимо вводить поправку

$$u_0 = \frac{\mu_n}{\mu_l} u,$$

где μ_l, μ_n — вязкость воды при соответствующих температурах в лабораторных и производственных условиях; u — гидравлическая крупность частиц.

Объем отстойной (проточной) части любого отстойника $V_{om} = QT$; поверхность осаждения $F_0 = \frac{Q}{w_0}$.

Для повышения эффективности осаждения в сточную воду вводят коагулянты и флокулянты, способствующие увеличению скорости осаждения взвешенных частиц. Так как взвешенные частицы в сточной воде в процессе осаждения в большинстве случаев изменяют форму, плотность, размеры и представляют собой агрегативно-неустойчивую полидисперсную систему, действительную скорость осаждения частиц в сточных водах определяют экспериментально.

Вертикальные первичные отстойники предназначены для осветления бытовых и близких к ним по составу производственных сточных вод (а также их смеси), содержащих грубодисперсные примеси.

Вертикальные отстойники применяют на станциях производительностью до 20 тыс. м³/сут. Это круглые в плане резервуары диаметром 4...9 м с коническим днищем (рис. 2.11).

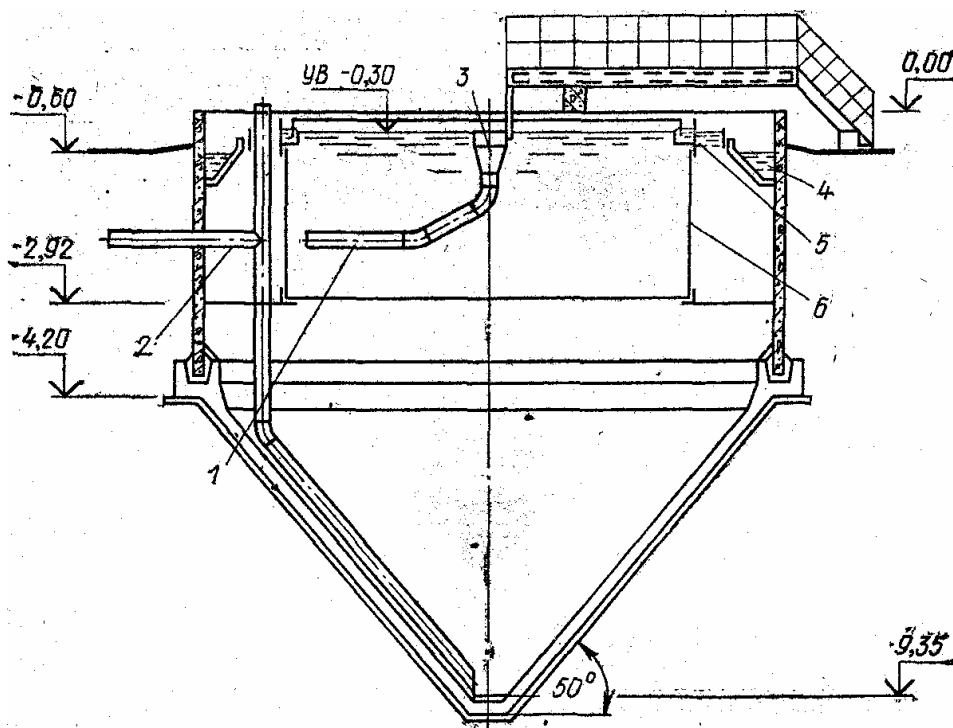


Рис. 2.11. Первичный вертикальный отстойник с нисходяще-восходящим потоком:
1 — трубопровод для удаления плавающих веществ; 2 — трубопровод для удаления осадка; 3 — приёмная воронка для отвода плавающих веществ; 4 — периферийный лоток для сбора осветленной воды; 5 — зубчатый водослив; 6 — кольцевая полупогружная перегородка.

Вертикальный отстойник этого типа увеличивает степень задержания взвешенных веществ до 60...70 % или при сохранении степени осветления обычного вертикального отстойника увеличивает пропускную способность примерно в 1,5 раза.

Радиус вертикальных отстойников рассчитывают по формуле:

$$R = \sqrt{\frac{Q}{3,6\pi k w_0}}, \quad (2.5)$$

где k — коэффициент, принимаемый равным 0,35 для отстойников с центральной впускной трубой и 0,65...0,7 для отстойников других конструкций. Радиус отстойников с периферийным впуском воды принимают равным до 5 м.

Ширину кольцевой зоны определяют по формуле

$$\delta = R - \sqrt{R^2 - \frac{Q}{3,6\pi u_0}},$$

где u_0 — скорость входа воды в рабочую зону, равная 5...7 мм/с.

Рабочая глубина отстойника равна 8δ ; заглубление струенаправляющей стенки $0,7H$; ширина отражательного колодца 2δ ; скорость воды в лотке 0,4...0,5 мм/с; радиус внутренней стенки кольцевого водосборного лотка с зубчатым водосливом $0,5R$; удельная нагрузка на водослив 6 л/(м·с); угол наклона стенок иловой части вертикальных отстойников во всех конструкциях принимают равным не менее 50° . Осадок удаляется под гидростатическим напором.

Пример 2.3. Определить производительность, площадь осаждения и геометрические размеры цилиндрического непрерывно действующего отстойника для осветления $G_c = 3$ кг/с суспензии сточной воды концентрацией твердой фазы $x_c = 4$ % и сгущения ее до $x_{oc} = 20$ %, если скорость стесненного осаждения частиц $w = 1,5 \cdot 10^{-4}$ м/с, содержание твердой фазы в осветленной воде $x_o = 0$ и плотность осветленной воды $\rho_o = 1080$ кг/м³.

Решение. Уравнение материального баланса для всех потоков в отстойнике

$$G_c = G_{oc} + G_o.$$

Уравнение материального баланса отстойника для твердой фазы

$$G_c x_c = G_{oc} x_{oc} + G_o x_o.$$

Количество осветленной воды равно разности

$$G_o = G_c - G_{oc}.$$

Выразим количество осадка через количество суспензии сточной воды при условии $x_o = 0$

$$G_{oc} = G_c x_c / x_{oc}.$$

Тогда

$$G_o = G_c (1 - x_c / x_{oc}) = 3(1 - 4/20) = 2,4 \text{ кг/с}.$$

В свою очередь

$$G_o = V_o \rho_o,$$

где $V_o = w F$ – объемный расход осветленной воды, откуда получим площадь отстаивания, т.е. площадь поперечного сечения отстойника

$$F = V_o / w = (G_o / \rho_o) / w = 2,4 / (1080 \cdot 1,5 \cdot 10^{-4}) = 14,8 \text{ м}^2.$$

Диаметр отстойника равен

$$D = (4 F / \pi)^{1/2} = (4 \cdot 14,8 / 3,14)^{1/2} = 4,35 \text{ м}.$$

Горизонтальные отстойники применяются в составе станций очистки бытовых и близких к ним по составу производственных сточных вод и предназначены для выделения взвешенных веществ из вод, прошедших решетки и песколовки (рис. 2.12). Их применяют при расходах сточных вод более 15000 м³/сут. Глубина отстойников H достигает 1,5...4 м, отношение длины к глубине 8...12 (до 20). Ширина отстойника зависит от способа удаления осадка и обычно находится в пределах 6...9 м. Применяются также отстойники, оборудованные скребковыми механизмами тележечного или ленточного типа (рис. 6.14), сдвигающими выпавший осадок в приямок. Объем приямка равен двухсуточному (не более) количеству выпавшего осадка. Из приямка осадки удаляют насосами, гидроэлеваторами, грейферами или под гидростатическим давлением. Угол наклона стенок приямка принимают равным 50...60°.

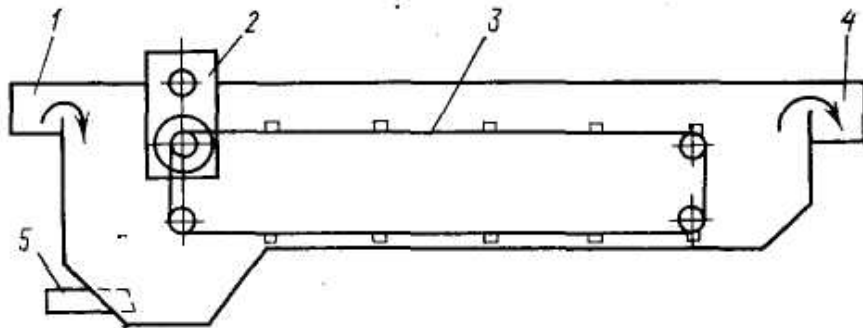


Рис. 2.12. Горизонтальный отстойник:

1 — водоподводящий лоток, 2 — привод скребкового механизма, 3 — скребковый механизм, 4 — водоотводящий лоток, 5 — отвод осадка.

Сточные воды поступают в отстойники из распределительного аэрируемого лотка, проходят впускной лоток, и отводятся сборным лотком с двусторонним водосливом. Осадок сгребается в иловый приямок скребковым механизмом и удаляется плунжерными насосами. Плавающие вещества собираются скребковым механизмом при обратном ходе и удаляются в конце отстойника через поворотную трубу с щелевидными прорезями. Поступившие в сборный колодец плавающие вещества откачиваются для совместной обработки с осадком.

Длину отстойника вычисляют по зависимости

$$L = \frac{uH}{kw_0},$$

где u — скорость движения воды в, проточной части отстойника, принимают равной 5...10 мм/с, k — коэффициент объемного использования, равный 0,5.

Радиальные отстойники применяют при расходах сточных вод более 20 тыс. м³/сут. Эти отстойники по сравнению с горизонтальными имеют некоторые преимущества: простота и надежность эксплуатации, экономичность, возможность строительства сооружений большой производительности. Недостаток — наличие подвижной фермы со скребками.

Известны радиальные отстойники трех конструктивных модификаций — с центральным впуском, с периферийным впуском и с вращающимися сборно-распределительными устройствами. Наибольшее распространение получили отстойники с центральным впуском жидкости (рис. 2.13).

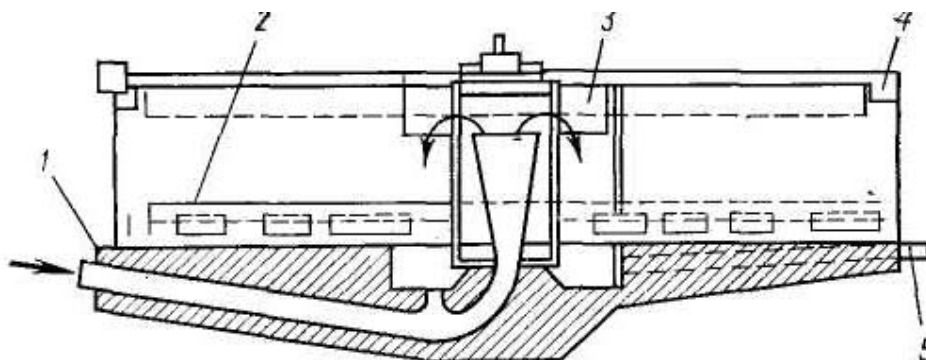


Рис. 2.13. Радиальный отстойник:

1 — труба для подачи воды; 2 — скребки; 3 — распределительная чаша; 4 — водослив; 5 — отвод осадка.

Первичные радиальные отстойники оборудованы илоскребами, сдвигающими выпавший осадок к приямку, расположенному в центре. Из приямка осадок удаляется насосом или под действием гидравлического давления. *Вторичные радиальные отстойники* оборудованы вращающимися илососами, которые удаляют активный ил непосредственно из слоя осадка без сгребания его в приямок. Частота вращения илоскребов и илососов 0,8...3 ч⁻¹. Радиус радиальных отстойников рассчитывают по формуле (2.5), где k — коэффициент, принимаемый равным 0,45.

Диаметр отстойников принимают равным не менее 18 м; отношение диаметра к глубине проточной части 6...30; глубина проточной части от 15 до 5 м; высота нейтрального слоя 0,3 м. Удельная нагрузка на водослив не более 10 л/ (м²·с).

В отстойниках с периферийным впуском воды достигается в 1,2...1,3 раза большая эффективность очистки и в 1,3...1,6 раза большая производительность, чем в обычных радиальных отстойниках, при той же продолжительности отстаивания. Вода входит в рабочую зону отстойника через кольцевое пространство, образуемое нижней кромкой перегородки и днищем. При движении воды от периферии к центру из нее выпадают оседающие вещества. Осветленная вода отводится через выпускные устройства. Расчетная продолжительность пребывания воды в отстойнике принимается равной не менее 1 ч.

Отстойники с вращающимися сборно-распределительными устройствами (рис. 2.14) используют для очистки бытовых и производственных вод, содержащих до 500 мг/л взвешенных частиц. Отстаивание воды в отстойнике происходит практически в статических условиях, хотя пропускная способность их приблизительно на 40% выше, чем обычных радиальных отстойников.

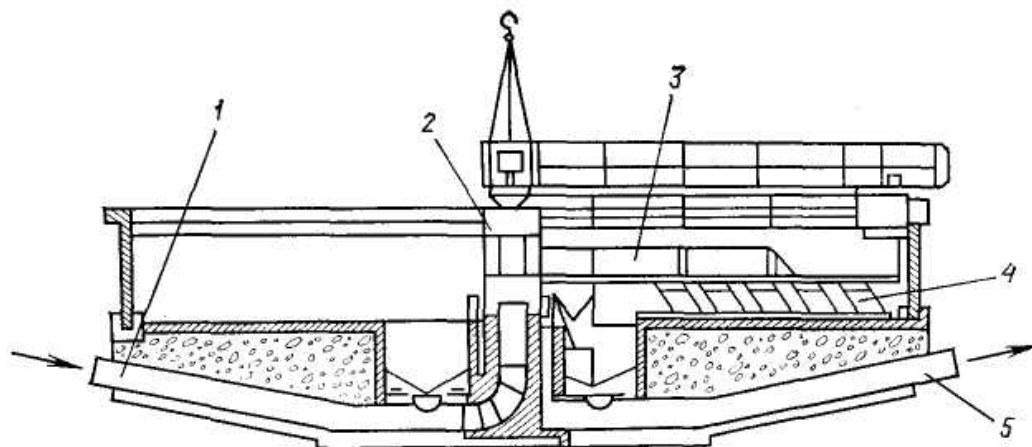


Рис. 2.14. Радиальный отстойник с вращающимся сборно-распределительным устройством:

1 — трубопровод для подачи сточной воды; 2 — центральная чаша; 3 — сборно-распределительное устройство; 4 — скребки; 5 — трубопровод для отвода очищенной воды

Отстойник имеет вращающийся желоб шириной 0,5...1,5 м, разделенный перегородкой на две части. Сточная вода поступает в одну часть желоба из центрально расположенной водоподающей трубы и через вертикальные щели сливается в отстойник. Очищенная вода поступает в другую часть желоба через сливной борт и отводится из отстойника.

Осадок сгребается скребками, укрепленными на ферме вращающегося устройства. Глубину отстаивания принимают равной 0,8...1,2 м, высота нейтрального слоя воды 0,7 м, высота слоя осадка до 0,3 м. Отстойники могут быть диаметром 18, 24 и 30 м. Эффективность осветления принимается равной 65%. Радиус отстойника определяют по формуле (2.5), принимая коэффициент k равным 0,85.

Продолжительность отстаивания определяют по соотношению

$$\tau = \frac{h_0}{w_0},$$

где h_0 — высота активной зоны отстаивания, составляющая примерно 0,85 глубины погружения вращающегося желоба.

Объем зоны отстаивания $V_{от} = q\tau = kh\pi R^2$.

Полная глубина отстойника равна сумме:

$$H = h + h_3 + h_u,$$

где q — приток сточной воды; h — глубина погружения вращающегося желоба; $h_3 = 0,5$ м — высота защитной (нейтральной) зоны, предупреждающей взмучивание выпавшего осадка при вращении водораспределительного желоба; $h_u = 0,5$ м — высота иловой части отстойника.

Ширину водораспределительного лотка на расстоянии l от центра отстойника находят из соотношения

$$b = n\sqrt{R^2 - l^2},$$

где n — отношение ширины водораспределительного желоба в его начале к радиусу отстойника ($n = 0,1 \dots 0,12$).

Эффективность работы отстойников может быть еще более увеличена при оборудовании их камерами флокуляции, выполняющими также функции преаэраторов. Камеры флокуляции рассчитываются на продолжительность пребывания воды, равную 10 мин. Они оборудуются пневматическими аэраторами при интенсивности подачи воздуха $2 \dots 3 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. В них предусматривается подача 50...100% избыточного активного ила после вторичных отстойников. Сточная вода и избыточный активный ил поступают в камеру флокуляции, расположенную в центральной части отстойника. Смесь из камер флокуляции поступает в водораспределительное устройство. Применение камер флокуляции позволит увеличить эффективность очистки воды в первичных отстойниках по ВПК на 20...30%, что соответственно сократит объем аэротенков и эксплуатационные затраты на биологическую очистку.

Тонкослойные отстойники. Для увеличения эффективности отстаивания используют тонкослойные отстойники (рис. 2.15). Они могут быть вертикальными, радиальными или горизонтальными; состоят из водораспределительной, водосборной и отстойной зон. В таких отстойниках отстойная зона делится трубчатыми или пластинчатыми элементами на ряд слоев небольшой глубины (до 150 мм). При малой глубине отстаивание протекает быстро, что позволяет уменьшить размеры отстойников.

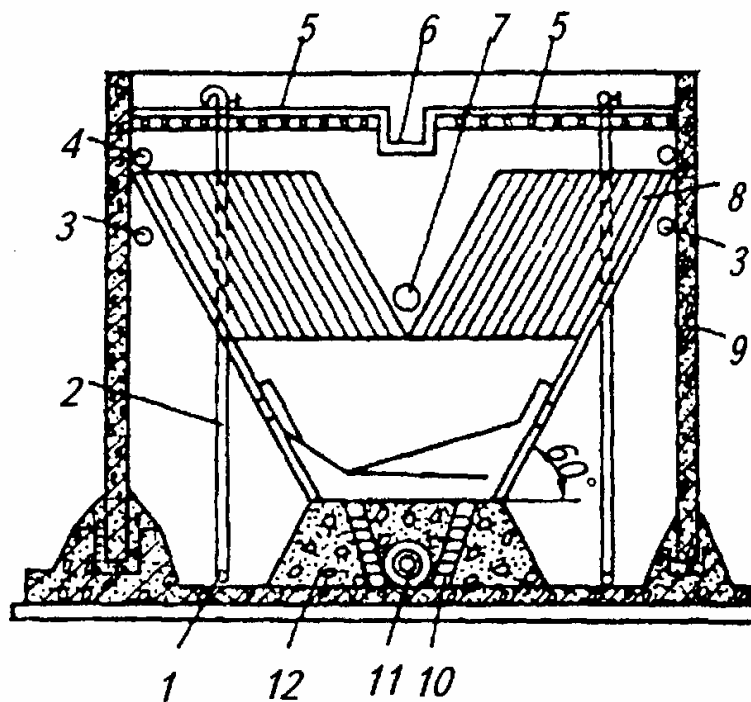


Рис. 2.15. Тонкослойный отстойник:

- 1 — труба для удаления осадка; 2 — труба для выпуска воздуха; 3, 7 — отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; 4 — трубопровод подогрева; 5 — отверстия в поперечных сборных желобах;
 6 — сварной лоток; 8 — многослойная загрузка; 9 — корпус; 10 — кирпичная кладка; 11 — подвод воды в секцию; 12 — гравийная камера хлопьеобразования

Тонкослойные отстойники классифицируются по следующим признакам:

- по конструкции наклонных блоков - на трубчатые и полочные;
- по режиму работы — периодического (циклического) и непрерывного действия;
- по взаимному движению осветленной воды и вытесняемого осадка — с прямоточным, противоточным и смешанным (комбинированным) движением.

Поперечное сечение трубчатых секций может быть прямоугольным, квадратным, шестиугольным или круглым. Полочные секции монтируются из плоских или гофрированных листов и имеют прямоугольное сечение. Элементы отстойника выполняют из стали, алюминия и пластмассы (полипропилена, полиэтилена, стеклопластиков).

Наклон блоков в отстойниках периодического (циклического) действия небольшой. Накопившийся осадок удаляется промывкой обратным током осветленной воды. Наклон элементов в отстойниках непрерывного действия составляет 45...60°. Эффективность трубчатых и полочных отстойников практически одинакова.

Расчет тонкослойных отстойников сводится к определению его геометрических размеров — длины, ширины и высоты канала — при заданных расходе сточной воды Q ($\text{м}^3/\text{с}$), концентрации взвешенных частиц в воде до и после очистки и физико-химических параметрах примесей. Расчетные параметры тонкослойных отстойников периодического действия следующие:

1) расстояние между пластинами в полочных секциях или на свету в трубчатых секциях $H_0 = 50 \dots 150$ мм;

2) скорость движения сточной воды в секциях u (в мм/с)

$$10w_o \leq u \leq 500/R,$$

где R — гидравлический радиус;

3) угол продольного наклона секций α равен

$$\alpha = \arcsin\left(\frac{w_o}{u}\right);$$

4) рабочая длина отстойной секции (в мм) вычисляется по формуле

$$L_p = 1,1H_0 \sqrt{\frac{u^2}{w_o^2} - 1};$$

5) длина зоны осаждения (в мм)

$$L_{oc} = 1,3 \cdot 10^{-3} \frac{(C_1 - C_2)u}{(100 - P)\rho};$$

6) число отстойных секций равно

$$N = 10^9 \frac{Q}{F_n u},$$

где C_1, C_2 — концентрации взвешенных частиц до и после осаждения, мг/л; P — влажность осадка перед выпуском из отстойника, %, F_n — площадь поперечного сечения тонкослойного пространства, м²;

7) продолжительность отстаивания τ_0 (в с).

Для каналов прямоугольного сечения ячейки отстойника критическое число Рейнольдса равно

$$Re_{кр} = \frac{u_{max} 4R}{\nu_{св}} < 2800,$$

откуда скорость потока воды

$$u_{max} = \frac{Re_{кр} \nu_{св}}{4R}, \quad (2.6)$$

где $\nu_{св}$ — коэффициент кинематической вязкости сточной воды, м²/с.

Устойчивость потока описывается числом Фруда:

$$Fr = \frac{u_{max}^2}{gR} \geq 10^{-5}, \quad (2.7)$$

откуда скорость потока составит: $u_{max} = 0,1\sqrt{R}$.

Из совместного решения уравнений (2.6) и (2.7) находят максимальную скорость потока и гидравлический радиус для ячейки отстойника $u_{max} \leq 0,412$ см/с; $R \leq 16,9$ см.

Среднюю скорость потока рекомендуется принимать в зависимости от концентрации взвеси. При концентрации взвеси 50, 50...500, 500...5000 и >5000 мг/л средняя скорость потока соответственно равна 0,015; 0,017; 0,02 и 0,025 м/с.

Геометрические размеры ячейки (без учета толщины сползающего осадка) находят по формуле

$$R = \frac{BH}{2(B+H)}$$

Задаваясь соотношением B/H , находят общую высоту ячейки с учетом толщины слоя сползающего осадка $H_0 = H + h$. Удельная нагрузка на ячейку определяется по формуле

$$q = u_{cp} BH = \frac{u_{\max}}{1,5 \div 2,5} BH.$$

$$\text{Число ячеек } N = \frac{Q}{q}.$$

При торцовом впуске сточной воды длина зоны отстаивания равна

$$L = u_{\max} \tau,$$

а при боковом

$$L = \frac{B}{2 \operatorname{tg} \alpha} + u_{\max} \tau_o$$

Продолжительность отстаивания

$$\tau_o = \frac{H}{w_o \cos \alpha}.$$

Гидравлическую крупность частиц диаметром до 120 мкм находят по формуле Стокса с учетом поправок на изменение плотности ρ_m и дисперсности d частиц:

$$w_o = \frac{d_1^2 (\rho_m - \rho_{с.г}) g k_0}{18 \mu}; \quad \rho_m = \frac{\rho_m d^3 + \rho_{с.г} (d_1^3 - d^3)}{d_1^3};$$

объем зоны осаждения:

$$V_{oc} = \frac{\tau_o Q C}{C_{oc}},$$

где ρ_m — плотность агрегата (частицы с присоединенным слоем воды); $d_1 = d + 2 \cdot 0,15$ — диаметр агрегата, мкм; τ_o — продолжительность отстаивания; C_{oc} — концентрация осадка; k_0 — коэффициент стесненности.

Отстойники-осветлители применяют при повышенном содержании в сточных водах труднооседающих веществ. В результате совмещения процессов осаждения, хлопьеобразования и фильтрации сточной воды через слой взвешенного осадка эффективность очистки достигает 70%.

Имеются конструкции осветлителей как с предварительной коагуляцией и агрегацией вод, так и без них, с совмещением этих процессов в одном аппарате. Широко применяют осветлитель с естественной аэрацией (рис. 2.16). Внутри отстойника имеется камера флокуляции, в которую через центральную трубу поступает сточная вода. В камере флокуляции происходит эжекция воздуха, частичное окисление органических веществ, хлопьеобразование и сорбция загрязнений. Из камеры флокуляции сточная вода направляется в отстойную зону осветлителя, в которой при прохождении через слой взвешенного осадка задерживаются мелкодисперсные взвешенные частицы. Осветленная вода через кромку водослива переливается в периферийный лоток, а далее в отводящий. Выпавший осадок удалялся под действием гидростатического напора.

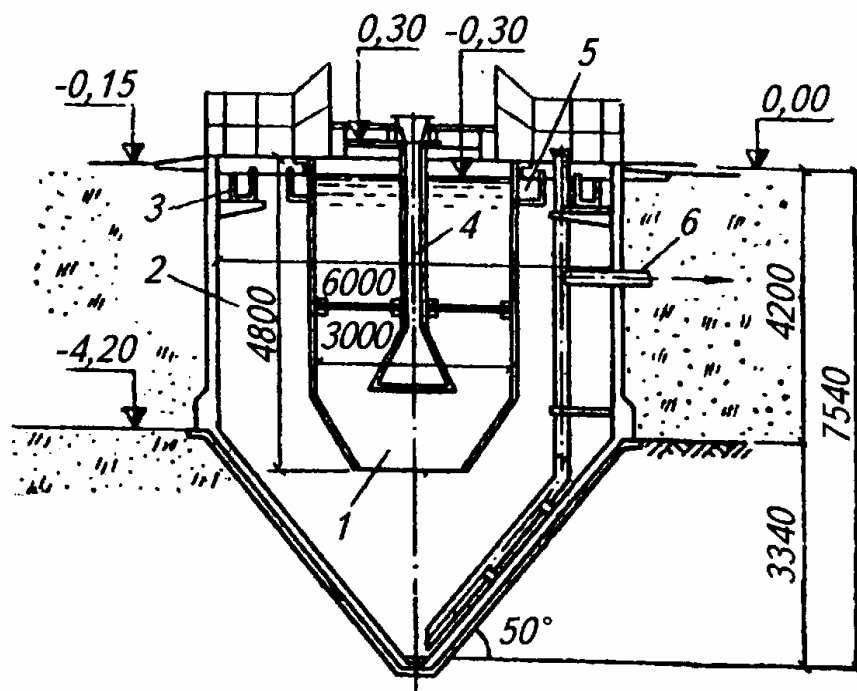


Рис. 2.16. Отстойник-осветлитель:

1 — камера флокуляции; 2 — отстойная зона; 3 — периферийный лоток для сбора осветленной воды; 4 — центральная труба; 5 — лоток для отвода плавающих веществ; 6 — трубопровод для выпуска осадка

В результате эффективность очистки сточных вод в сооружении достигает 75%. Пропускная способность осветлителя диаметром 6 м при продолжительности пребывания в нем сточной воды 1,5 ч — $85 \text{ м}^3/\text{ч}$, а осветлителя диаметром 9 м — $193 \text{ м}^3/\text{ч}$. Осветлители komponуются в блок из двух и четырех сооружений.

При проектировании число осветлителей принимают равным не менее двух. Разность уровней воды в подающем лотке и осветлителе (для обеспечения аэрации) составляет 0,6 м. Объем камеры флокуляции должен обеспечить 20-минутное пребывание в ней воды. Глубина камеры 4...5 м. Скорость движения воды в центральной трубе 0,5...0,7 м/с, длина трубы 2...3 м.

Степень очистки сточных вод в осветлителях с естественной аэрацией характеризуется следующими показателями: снижением содержания взвешенных веществ с 1200 (в том числе 20 % минеральных) до 300 мг/л (в том числе 25% минеральных), уменьшением жиров с 200 до 90 мг/л.

Производственные сточные воды, содержащие примеси с плотностью меньше плотности воды (всплывающие примеси) — нефть, смолы, масло, жиры и другие им подобные — очищают также отстаиванием в нефтеловушках, смоло- и маслоуловителях.

Нефтеловушки применяются для очистки сточных вод, содержащих грубодиспергированную нефть и нефтепродукты при концентрации более 100 мг/л. Эти сооружения представляют собой прямоугольные вытянутые в длину резервуары, в которых происходит разделение нефти и воды за счет разности их плотностей (рис. 2.17). Нефть и нефтепродукты всплывают на поверхность, а содержащиеся в сточной воде мине-

ральные примеси оседают на дно нефтеловушки. Выделение всплывающих примесей из сточной воды по существу аналогично осаждению твердых взвешенных частиц; отличие лишь в том, что плотность частицы в этом случае меньше плотности сточной воды и частица вместо осаждения всплывает.

Нефтеловушки сооружают трех типов: горизонтальные, многоярусные и радиальные. Они предназначены для удаления нефти и твердых примесей из сточных вод.

Горизонтальные ловушки (рис. 2.17) представляют собой отстойник, разделенный вертикальными стенками на секции. Сточная вода поступает в каждую секцию. Всплывающая нефть скребковым механизмом передвигается к щелевым поворотным трубам и отводится из нефтеловушек. Осадок твердых частиц сгребается о приямок, из которого удаляется гидроэлеватором. Остаточное содержание нефтепродуктов в сточной воде после нефтеловушки — 100 мг/л.

При расчете горизонтальных нефтеловушек принимают: число секций — не менее двух, ширина секций 2...3 м, глубина слоя воды 1,2...1,5 м, производительность 45 л/с. При больших расходах сточной воды ширину секции принимают равной 6 м и высоту слоя воды 2 м. Длину отстойной части вычисляют по формуле

$$L = \frac{ahu}{w_o},$$

где a — коэффициент, учитывающий турбулентность потока воды; при $\frac{u}{w_o} = 15$ вели-

чина $a = 1,65$, при $\frac{u}{w_o} = 10$ величина $a = 1,5$; h — глубина слоя воды.

При отсутствии данных по кинетике скорость движения воды принимают $u = 4...6$ мм/с, а скорость всплывания частиц $w_o = 0,4...0,6$ мм/с.

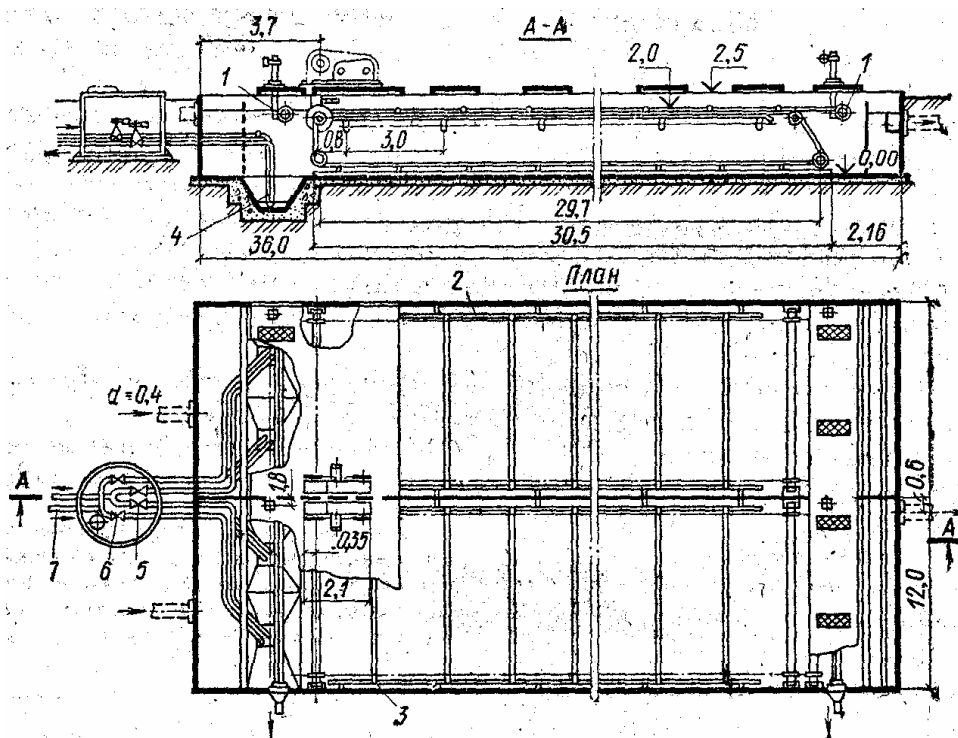


Рис. 2.17. Типовая нефтеловушка пропускной способностью 396 м³/ч:

1 – нефтезаборная труба; 2, 3 – скребковой транспортер, соответственно левый и правый; 4 – гидроэлеватор; 5, 6 – задвижки с электроприводом; 7 – подача воды к гидроэлеватору

Продолжительность отстаивания τ_o должна быть не менее 2 ч; продолжительность всплывания частиц нефти $\tau = \frac{h}{w_o}$. Необходимым условием является $\tau \leq \tau_o$.

Толщина слоя всплывших нефтепродуктов 0,1 м. Общие потери напора в нефтеловушке 0,4...0,5 м.

Многополочная (тонкослойная) нефтеловушка является усовершенствованной конструкцией горизонтальной нефтеловушки. Тонкослойные нефтеловушки имеют меньшие габариты и более экономичны, чем горизонтальные. При расчете этих нефтеловушек принимают число секций не менее двух; ширину секций равной 2...3 м и глубину слоя отстаиваемой воды 2,5...5 м. Воду подают в каждую секцию отдельно; гидравлическая крупность частиц нефти $w_o = 0,15$ мм/с; толщина слоя всплывших нефтепродуктов 0,1 м; остаточное содержание нефтепродуктов в сточной воде 100 мг/л; расстояние между полками $h_n = 50$ мм; угол наклона полок 45°; ширина полочного блока 0,65...0,75 м; высота полочного блока 1,5...1,6 м. Продолжительность пребывания воды в полочном пространстве $\tau = \frac{h_n}{w_o}$. Длина полочного пространства $L = 1,3 u \tau$. Общая

длина нефтеловушки на 5...6 м больше длины полочного пространства. Потери напора 0,5...0,6 м.

Пример 2.4. Исходные данные: расход сточных вод $Q = 0,6$ л/с (2,16 м³/ч). Начальное содержание взвешенных веществ $BВ_n = 400$ мг/л, эмульгированных веществ $ЭВ_n = 148$ мг/л; требуемое конечное содержание $BВ_k = 100$ мг/л, $ЭВ_k = 20$ мг/л.

1. Ширина грязежироловушки

$$B = \frac{Q}{H v},$$

где v – средняя скорость движения сточных вод, в зависимости от требуемой эффективности улавливания (рекомендуется принимать $v = 5...10$ мм/с); H – глубина проточной части.

При $v = 1$ мм/с = 3,6 м/ч и $H = 1$ м, ширина грязежироловушки:

$$B = \frac{2,16}{1 \cdot 3,6} = 0,6 \text{ м.}$$

Принимаем $B = 0,8$ м с учетом возможного увеличения расхода.

2. Длина рабочей части грязежироловушки:

$$L_o = a \frac{v}{w_o} H$$

где w_o – гидравлическая крупность всплывающих частиц (капель нефти), принимаем $w_o = 0,645$ мм/с; a – коэффициент, учитывающий соотношение v и w_o (при близких значениях v и w_o коэффициент a равен 1).

При $v = 1$ мм/с, $a = 1$:

$$L_0 = 1,0 \frac{1,0}{0,645} 1,0 = 1,55 \text{ м.}$$

Эффективность улавливания загрязнений (жиров и взвешенных частиц) в жироловушках не превышает 50...60%.

3. Для повышения эффективности улавливания тонкодисперсных частиц и капель жиров устанавливают блок тонкодисперсного освещения с углом наклона полок 60° . Достижимый эффект улавливания в зависимости от скорости движения сточных вод может составлять до 95 %. Принимаем степень очистки 75 %.

Площадь сечения блока тонкослойного освещения:

$$F = \frac{Q}{v_t},$$

где v_t - скорость движения сточных вод.

Для достижения эффективности улавливания загрязнений, равной 75 %, скорость движения сточных вод принимаем $v_t = 1,8 \text{ мм/с}$ ($6,52 \text{ м/ч}$). Тогда площадь сечения

$$F = \frac{2,16}{6,52} = 0,33 \text{ м}^2.$$

Выбирается расстояние между полками: $h = 17 \text{ мм} = 0,017 \text{ м}$. Количество полок при ширине грязежироловушки $B = 0,8 \text{ мм}$:

$$n = \frac{F}{Bh} + 1 = \frac{0,33}{0,8 \cdot 0,017} + 1 = 25,3 \text{ шт.}$$

Принимаем $n = 26 \text{ шт.}$

Общая длина грязежироловушки:

$$L = l_1 + l_2 + l_3 + l_4,$$

где l_1 и l_4 - длины приемной и выходной частей соответственно; l_2 - длина блока тонкослойного освещения; l_3 - длина зоны свободного всплывания тонкодисперсных капель нефти и осаждения взвешенных частиц.

При расходах до $5 \text{ м}^3/\text{ч}$: $l_1 = 0,2 \text{ м}$ и $l_4 = 0,25 \text{ м}$.

Для достижения эффективности, равной 75 %, длина элементов (полок) блока тонкослойного освещения должна быть не менее $0,9 \text{ м}$. Тогда длина блока l_2 при угле наклона полок к горизонту 60° и их количестве, равном 26 шт. (толщина материала полок при использовании полок из пластика $\sim 3...4 \text{ мм}$) составляет $1,05 \text{ м}$.

$$l_3 = L_0 - l_2, \quad l_3 = 1,55 - 1,05 = 0,5 \text{ м.}$$

С учетом размеров узлов сбора и отведения осадка сточных вод и жиров габариты грязежироловушки можно принять следующими:

- ширина $\approx 0,95 \text{ м}$ (ширина проточной части $0,83 \text{ м}$ + ширина пенного желоба $0,12 \text{ м}$);

- длина $L = 0,2 + 1,05 + 0,5 + 0,25 = 2,0 \text{ м}$;

- высота $\approx 1,5 \text{ м}$ (рабочая глубина 1 м + отстойная зона $0,35 \text{ м}$ + зона накопления нефтепродуктов $0,15 \text{ м}$).

4. Определение объема бункера грязежироловушки.

Объем взвешенных веществ, выпадающих в грязежироловушке:

$$V_{oc} = \frac{Q \Delta C_{вв}}{\rho_{oc}(1 - \varphi)},$$

где $\rho_{ос}$ - плотность выпавшего осадка, кг/м³; ϕ - влажность выпавшего осадка ($\phi = 0,95$); $\Delta C_{вв} = ВВ_{н} - ВВ_{к} = 400 - 100 = 300$ мг/л - разность концентраций взвешенных веществ на входе и выходе из грязежировловушки, кг/м³.

Плотность выпавшего осадка

$$\rho_{ос} = \rho_{вв}(1 - \phi) + \rho_{воды} \phi,$$

где $\rho_{вв}$ - плотность осаждающихся взвешенных веществ, кг/м³.

Так как в грязежировловушке преимущественно осаждаются тонкодисперсные частицы песка, то $\rho_{вв} = 2650$ кг/м³.

$$\rho_{ос} = 2650 \cdot (1 - 0,95) + 1000 \cdot 0,6 = 1083 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда объем осадка

$$V = \frac{2,16 \cdot 300 \cdot 10^{-3}}{1083(1 - 0,95)} = 0,012 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Объем образовавшегося за месяц осадка составит

$$V_{ос} = 0,012 \cdot 7 \cdot 22 = 1,85 \text{ м}^3/\text{мес}.$$

Объем сборника осадка назначается 1,0 м³, при этом рекомендуется удалять осадок не реже 2-х раз в месяц.

2.2.3. Гидроциклоны.

Принцип действия гидроциклонов основан на сепарации частиц твердой фазы во вращающемся потоке жидкости. Величина скорости сепарирования частицы в центробежном поле гидроциклона может превышать скорость осаждения эквивалентных частиц в поле гравитации в сотни раз.

К основным преимуществам гидроциклонов следует отнести: 1) высокую удельную производительность по обрабатываемой суспензии; 2) сравнительно низкие расходы на строительство и эксплуатацию установок; 3) отсутствие вращающихся механизмов, предназначенных для генерирования центробежной силы; центробежное поле создается за счет тангенциального ввода сточной воды; 4) возможность создания компактных автоматизированных установок.

Интенсификацию процессов осаждения взвешенных частиц из сточных вод осуществляют воздействием на них центробежных и центростремительных сил в низконапорных (открытых) и напорных гидроциклонах. Вращательное движение жидкости в гидроциклоне, приводящее к сепарации частиц, обеспечивается тангенциальным подводом воды к цилиндрическому корпусу. Вращение потока способствует агломерации частиц и увеличению их гидравлической крупности.

Открытые гидроциклоны (рис. 2.18) применяют для выделения из сточных вод тяжелых примесей, характеризующихся гидравлической крупностью более 0,2 мм/с и скоагулированных взвешенных веществ. Часто их используют в качестве первой ступени в комплексе с другими аппаратами для механической очистки сточных вод. Значительным преимуществом открытых гидроциклонов является большая удельная производительность (2...20 м³/(м²·ч)) при небольших потерях напора (не более 0,5 м). Число впускных патрубков в гидроциклоне для более равномерного распределения потока должно быть не менее двух. Скорость впуска воды равна 0,1...0,5 м/с.

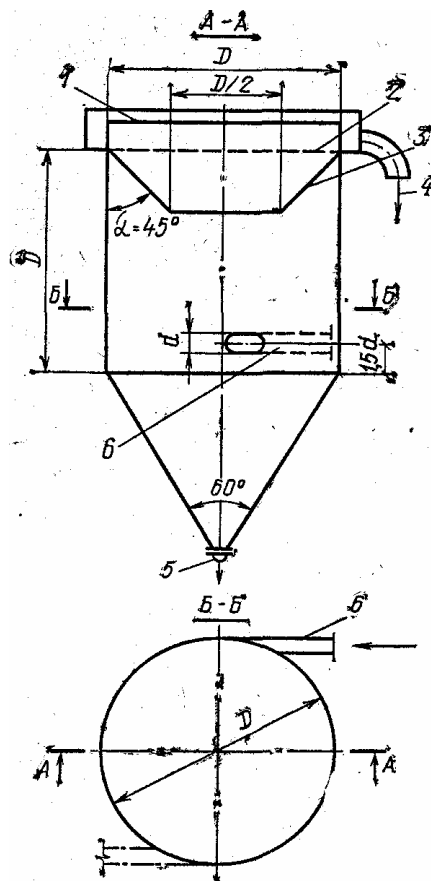


Рис. 2.18. Открытый гидроциклон с конической диафрагмой:
 1 — периферический водослив; 2, 3 — соответственно плоская и коническая диафрагма; 4 — отвод осветленной воды; 5 — отверстие для удаления шлама; 6 — подача сточной воды.

Открытые гидроциклоны применяются следующих типов:

- без внутренних устройств для выделения из сточных вод крупных и мелкодисперсных взвешенных веществ;
- с конической диафрагмой и с внутренним цилиндром для выделения оседающих и всплывающих мелкодисперсных взвешенных веществ;
- многоярусный с наклонными выпусками осветленной воды из каждого яруса (рис. 2.19) для выделения крупных и мелкодисперсных взвешенных веществ;
- многоярусный с периферийным отбором осветленной воды для выделения оседающих крупно- и мелкодисперсных взвешенных веществ.

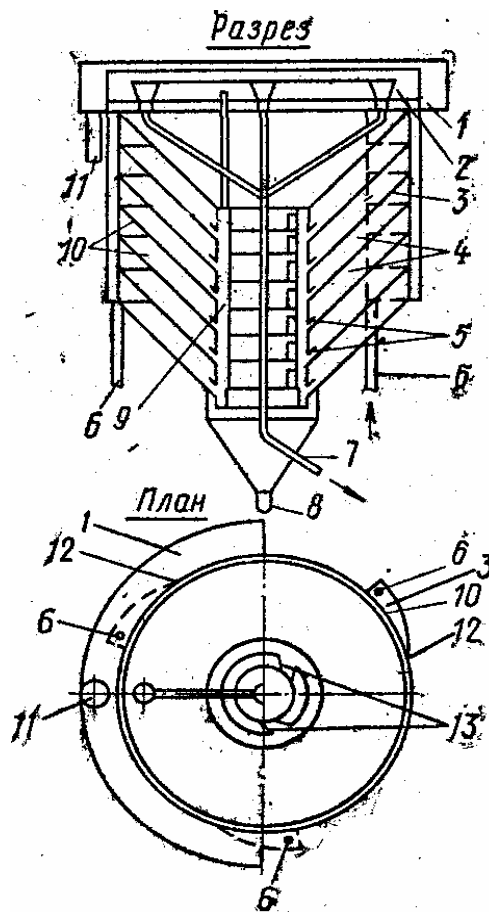


Рис. 2.19. Многоярусный открытый гидроциклон:

1 — водосборный желоб; 2 — полупогруженная кольцевая стенка; 3 — аванкамера; 4 — ярусы; 5 — шламоотводные козырьки; 6 — водоподающие трубы; 7 — труба для удаления всплывающих веществ; 8 — труба для удаления шлама; 9 — шламоотводящая шахта; 10 — конические диафрагмы; 11 — выпуск осветленной воды; 12 — тангенциальные впускные насадки; 13 — наклонные впуски.

Многоярусные гидроциклоны используют для интенсификации процесса очистки. В них рабочий объем разделен на отдельные ярусы свободно вставляемыми коническими диафрагмами. Вследствие этого высота слоя отстаивания уменьшается. Вращательное движение позволяет полнее использовать объем яруса и способствует агломерации взвешенных частиц. Каждый ярус гидроциклона работает самостоятельно.

В конструкции многоярусного гидроциклона совмещены принципы работы открытого гидроциклона и тонкослойного отстойника, что позволяет получить высокую эффективность очистки при удельных гидравлических нагрузках в 8...10 раз и более, превышающих нагрузки на обычные отстойники. Очищаемая сточная вода подается тангенциально через три щели.

Выбор типа гидроциклона в каждом конкретном случае следует определять технико-экономическим сравнением вариантов.

Основной расчетной величиной открытых гидроциклонов является удельная гидравлическая нагрузка q , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, которая определяется по формуле

$$q = 3,6K u_0,$$

где u_0 — гидравлическая крупность частиц, которые необходимо выделить для обеспечения требуемого эффекта; определяется по кривым кинетики осаждения, получаемым в лабораторных условиях при отстаивании исходной сточной воды в состоянии покоя в слое $h = 200$ мм; K — коэффициент пропорциональности, зависящий от типа гидроциклона и равный: для гидроциклона без внутренних устройств 0,61; для гидроциклона с конической диафрагмой и внутренним цилиндром 1,98; для многоярусных гидроциклонов:

- с наклонными выпусками

$$K = 0,75n(D^2 - d^2)/D^2,$$

здесь n — число ярусов; D — диаметр гидроциклона; d — диаметр окружности, на котором располагаются раструбы выпусков;

- с периферийным отбором осветленной воды

$$K = 1,5n(D^2 - d_2^2)/D^2,$$

здесь n — число пар ярусов; d_2 — диаметр отверстия средней диафрагмы пары ярусов.

Производительность одного аппарата Q , м³/ч, определяется по формуле

$$Q = 0,785qD^2.$$

Формула для расчета содержания взвешенных веществ $C_{осв}$, м³/ч, осветленной воды для открытого гидроциклона

$$C_{осв} = A q/H,$$

где A — коэффициент, равный при работе без коагулирования 0,075 и с коагулированием 0,033.

Скорость восходящего потока в аванкамере принимают равной 0,5 м/с.

Основные параметры многоярусного гидроциклона следующие: диаметр гидроциклона 2...6 м, высота яруса $h_{яp} = 100...250$ мм, число ярусов 4...20, диаметр центрального отверстия в диафрагме $d = 0,6...1,4$ м, ширина шламовыводящей щели $b = 100...150$ мм, число впусков $n_1 = 3$, скорость потока на входе $u_1 = 0,3...0,4$ м/с, число выпусков $u_2 = 2...3$, скорость потока на выходе из яруса $u_2 \leq 0,1$ м/с, зазор между корпусом и конической диафрагмой $\Delta P = 50...70$ мм, угол конуса диафрагмы $\alpha = 60...90^\circ$.

Напорные гидроциклоны (рис. 2.20) применяются для выделения из производственных сточных вод грубодисперсных примесей главным образом минерального происхождения, плотность которых отличается от плотности жидкой среды сточных вод.

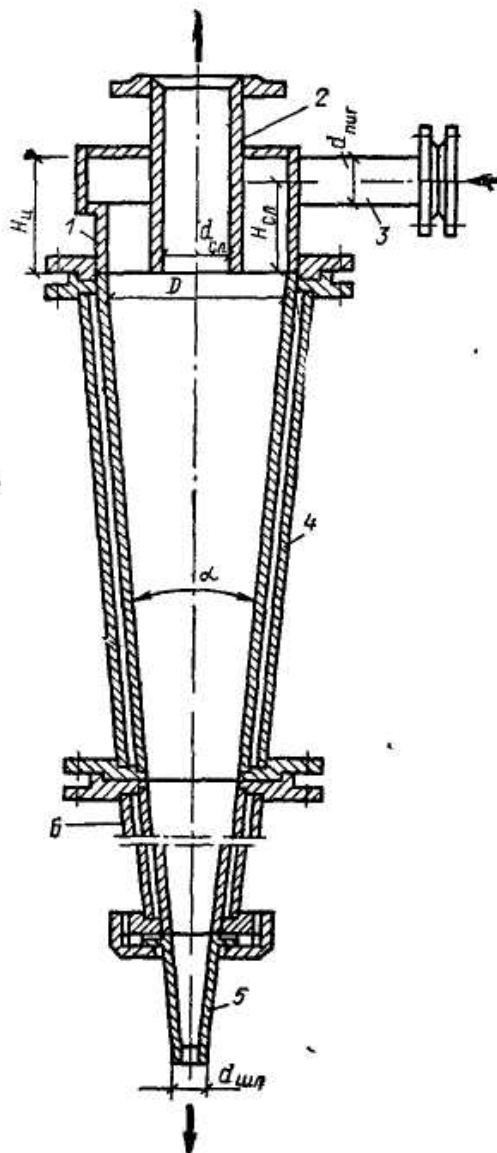


Рис. 2.20. Конструкция напорного гидроциклона со съёмными элементами рабочей камеры:

1 – цилиндрическая часть; 2 – сливной патрубок; 3 – питающий патрубок; 4 – корпус; 5 – шламовый патрубок; 6 – съёмная вставка

Сточная вода под давлением поступает по тангенциально расположенному вводу в верхнюю часть цилиндра и приобретает вращательное движение. Возникающие центробежные силы перемещают частицы примесей к стенкам аппарата по спиральной траектории вниз к выходному патрубку. Очищенная вода удаляется через верхний патрубок. Фактор разделения напорных гидроциклопов достигает 2000, что обуславливает их высокую эффективность. Гидроциклоны могут иметь диаметры от 15 до 1000 мм.

Напорные гидроциклоны могут быть единичными и батарейными (мультигидроциклоны) и используются при осветлении сточных вод для сгущения осадка, обогащения известкового молока и твердой фазы сточных вод в процессе их утилизации. При

осветлении, производственных сточных вод мультигидроциклоны обеспечивают высокую степень очистки.

Основное влияние на процесс разделения оказывает окружная скорость движения, величина которой определяет интенсивность вращения жидкости, и следовательно, фактора разделения.

Конструктивные размеры напорных гидроциклонов подбирают в зависимости от количества сточных вод, концентрации и свойств примесей.

Суммарная, производительность напорных гидроциклонов определяется в зависимости от конструктивных размеров аппаратов, давления питания и гидродинамических условий выхода жидкости и шлама. В большинстве случаев напорные гидроциклоны работают без противодействия со стороны сливного и шламового патрубков, т.е. давление на выходе из сливного и шламового патрубков соответствует атмосферному ($P_{сл} = P_{ат}$, $P_{шл} = P_{ат}$).

Производительность гидроциклона назначенных размеров $Q_{пит}$, л/с, рассчитывается по формуле

$$Q_{пит} = 0,017 D^{0,525} d_{пит}^{1,279} d_{сл}^{0,4046} d_{шл}^{0,1434} \alpha^{0,0258} H^{0,0149} P_{пит}^{0,443},$$

где D , $d_{пит}$, $d_{сл}$, $d_{шл}$, H даны в см; α – в град; $P_{пит}$ – в МПа.

Требуемое число напорных гидроциклонов $n_{раб}$ определяется с учетом обеспечения расчетной производительности установки и надежности работы, т.е.

$$n_{раб} = Q/Q_{пит},$$

где Q — расчетная производительность установки.

Расход шлама $Q_{шл}$, л/с, определяется по формуле

$$Q_{шл} = \frac{D^{0,45} d_{пит}^{0,24} d_{шл}^{2,86} H^{0,09}}{d_{сл}^{2,318} \alpha^{0,46} P_{пит}^{0,32}}.$$

Эффективность осветления сточных вод в гидроциклонах рассчитывается на основе результатов анализов гранулометрического состава частиц твердой фазы. Располагая графическим представлением интегрального распределения частиц по их геометрическим размерам и гидравлической крупности, а также по расчетным значениям граничной крупности разделения в гидроциклоне — максимальным размерам частиц твердой фазы, уносимых жидкостью, определяется количество твердой фазы (в %), выделенной в аппарате.

Гидравлическую крупность находят по упрощенной формуле:

$$w_o = 15,33 \frac{k_m D^3}{\alpha Q_{пит}},$$

где $Q_{пит}$ — производительность гидроциклона, м³/с; k_m — коэффициент, учитывающий влияние концентрации примесей и турбулентность потока; для агрегативно-устойчивых суспензий с небольшой концентрацией $k_m = 0,04$; α — коэффициент, учитывающий затухание тангенциальной скорости, равен 0,45.

Граничная крупность разделения δ , мкм, определяется по формуле

$$\delta = 2,7 \cdot 10^3 \frac{D^{0,543} d_{пит}^{1,643} d_{сл}^{0,014} \mu^{0,5}}{d_{шл}^{0,57} H_{шл}^{0,507} H_{шл}^{0,714} (\gamma_m - \gamma_c) P_{пит}^{0,222}}.$$

Количество воды, проходящей через сливной и шламовый, патрубки

$$q_{сл} = Q \frac{d_{сл}^2}{d_{сл}^2 + d_{шл}^2}; \quad q_{шл} = Q \frac{d_{шл}^2}{d_{шл}^2 + d_{сл}^2}.$$

При выборе конструкций напорных гидроциклонов необходимо учитывать следующие основные данные: 1) требуемую эффективность разделения сточных вод; 2) абразивные свойства твердой фазы; 3) химическую агрессивность жидкой фазы; 4) предельное давление перед аппаратом и требуемое давление в сливном трубопроводе; 5) гранулометрический состав и плотность частиц твердой фазы; 6) механическую прочность частиц твердой фазы суспензии; 7) производительность установки.

Пример 2.5. Определить производительность гидроциклона и предельный диаметр выделяемых в нем частиц песка из известкового молока, если внутренний диаметр гидроциклона $D = 0,1$ м, угол конусности $\alpha = 15^\circ = 0,262$ рад, суспензия поступает в гидроциклон под давлением 2,5 ат, плотность частиц песка $\rho_{\text{ч}} = 2000$ кг/м³, объемная доля песка в суспензии $\varphi = 0,15$

Внутренний диаметр D (в м) гидроциклона связан с другими его параметрами зависимостью:

$$D = 1,66\alpha^{0,143}V^{0,715} / P^{0,36},$$

где α - угол конусности, рад; V - производительность гидроциклона по суспензии, м³/ч; P - напор, под которым суспензия входит в гидроциклон, Па.

Из этой формулы можно определить производительность гидроциклона

$$V^{0,715} = \frac{D \cdot P^{0,36}}{1,66 \cdot \alpha^{0,143}} = \frac{0,1(0,98 \cdot 2,5 \cdot 10^5)^{0,36}}{1,66 \cdot 0,262^{0,143}} = 6,36,$$

откуда

$$V = 13,3 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Динамическая вязкость воды при 20 °С $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с и плотность ее $\rho = 1000$ кг/м³.

Тогда диаметр выделяемых частиц $d_{\text{ч}}$, мкм, можно определить по формуле

$$d_{\text{ч}} \geq 4,1 \cdot 10^5 \alpha^{0,35} \frac{D^{0,2}}{P^{0,25}} \sqrt{\frac{\mu}{(\rho_{\text{ч}} - \rho)(1 - \varphi)^{4,65}}},$$

откуда

$$d_{\text{ч}} = 4,1 \cdot 10^5 \cdot 0,262^{0,35} \frac{0,1^{0,2}}{(0,98 \cdot 2,5 \cdot 10^5)^{0,25}} \sqrt{\frac{1 \cdot 10^{-3}}{(2000 - 1000)(1 - 0,15)^{4,65}}} = 10,6 \text{ мкм}.$$

2.2.4. Центрифуги.

Центрифугирование используется реже для очистки сточных вод, чем методы осаждения и фильтрования. Это связано с тем, что центрифугирование является процессом энергоемким.

Условия применения центрифуг следующие: 1) локальная очистка производственных сточных вод, когда осадок представляет собой ценный продукт, который может быть утилизирован; 2) мелкодисперсный состав загрязнений, когда для их выделения не могут быть применены реагенты.

Центрифуги бывают отстойные и фильтрующие. В процессах очистки сточных вод фильтрующие центрифуги используют для разделения грубодисперсных систем, отстойные — для разделения труднофильтрующихся тонко и грубодисперсных суспензий, а также для классификации суспензий по размерам и плотности частиц. Для очистки производственных сточных вод наиболее перспективны отстойные центрифуги.

Важнейшими характеристиками центрифуги являются фактор разделения и продолжительность центрифугирования. Фактор разделения

$$\Phi_p = \frac{\omega^2 r}{g},$$

где ω — угловая скорость вращения, рад/с; r — радиус вращения, м.

Для выделения из сточных вод тонко- и среднедиспергированных примесей применяют центрифуги с фактором разделения более 2500. Экономически целесообразно использовать центрифуги для локальной очистки сточных вод в том случае, когда выделенный осадок имеет ценность и может быть рекуперирован и когда для выделения осадка нельзя использовать реагенты.

Центрифуги периодического действия целесообразно использовать при концентрации нерастворимых примесей в сточных водах не более 2...3 г/л и если образующиеся осадки цементируются или характеризуются высокими абразивными свойствами.

Центрифуги периодического действия применяются для очистки сточных вод, расход которых не превышает 20 м³/ч, при необходимости выделения частиц гидравлической крупностью 0,05...0,01 мм/с.

Из центрифуг непрерывного действия в системах очистки вод наибольшее распространение получили горизонтальные шнековые центрифуги типа ОГШ (рис. 2.21). Их используют для выделения веществ с гидравлической крупностью примерно 0,2 мм/с (противоточные) и 0,05 мм/с (прямоточные). Центрифуги непрерывного действия типа ОГШ и другие применяются при очистке сточных вод с расходом до 50...100 м³/ч.

Подбор необходимого типоразмера осадительной центрифуги производят по каталогу.

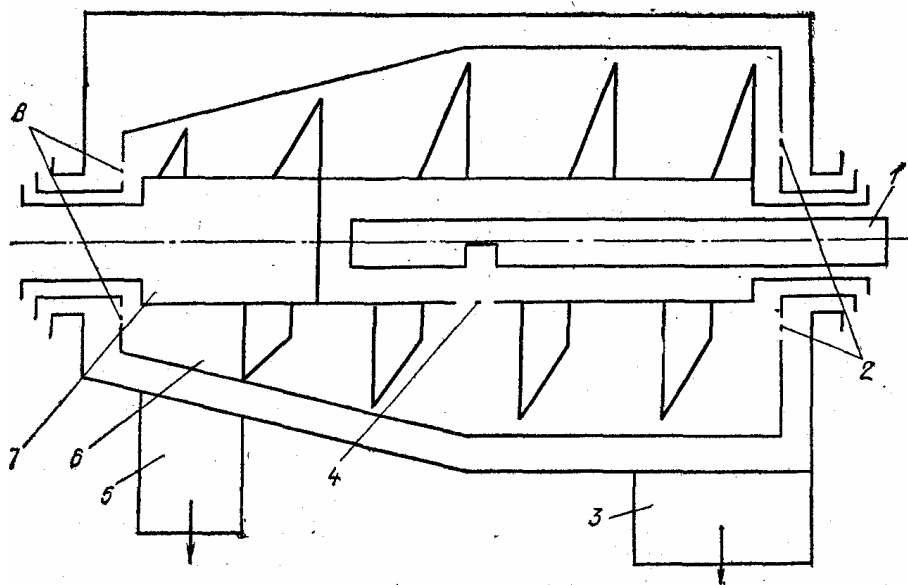


Рис. 2.21. Центрифуга типа ОГШ:

1 - подача осадка; 2 — отверстия для выгрузки фугата; 3 — бункер для выгрузки фугата; 4 — отверстие для поступления осадка в ротор; 5 — бункер для выгрузки кека; 6 — ротор; 7 — полый шнек; 8 — отверстия для выгрузки кека.

Основной расчетной величиной является гидравлическая крупность выделяемых частиц в поле центробежных сил w_o . Эту величину определяют экспериментально. При расчете определяют Φ_p , высоту осветляемого слоя h , время центрифугирования τ_y , т.е. параметры, от которых зависит необходимая эффективность осветления, а затем по каталогу выбирают типовой размер центрифуги.

Производительность центрифуги равна

$$Q = \frac{V_g}{\tau_y},$$

где V_g — расчетный объем ванны ротора при $h = D - \frac{D_c}{2}$ (D — наибольший внутренний диаметр ротора; D_c — диаметр порогов сливных окон); τ_y — продолжительность пребывания суспензии в роторе.

Так как объем ванны ротора используется не полностью, фактическая производительность будет меньше $Q_\phi = kQ$, где k — коэффициент использования объема ванны; $k = 0,4 \dots 0,6$.

Пример 2.6. Для разделения $140 \text{ м}^3/\text{ч}$ суспензии предполагается использовать центрифугу непрерывного действия типа НОГШ-600 со шнековой выгрузкой. Наибольший диаметр конического барабана центрифуги $D = 600 \text{ мм}$, длина барабана $L = 1000 \text{ мм}$, число оборотов барабана $n = 1400 \text{ об/мин}$.

Определить требуемое количество центрифуг типа НОГШ-600 для обеспечения заданной производительности, если разделяемая суспензия имеет следующую характеристику: плотность твердой фазы $\rho_{\text{тв}} = 2300 \text{ кг/м}^3$, плотность жидкой фазы $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$, вязкость жидкой фазы $\mu = 9,71 \cdot 10^{-4} \text{ Н·сек/м}^2$. Скорость осаждения суспензии $w_o = 0,7 \text{ м/ч}$.

Решение. Радиус r_0 свободной поверхности слоя жидкости в центрифуге принимаем 240 мм .

Определяем индекс производительности центрифуги по формуле для отстойных центрифуг с коническим барабаном (стр. 315):

$$\Sigma = \frac{\pi r_0^2 n^2 L}{900} = \frac{3,14 \cdot 0,24^2 \cdot 1400^2 \cdot 1,0}{900} = 394 \text{ м}^2.$$

Находим показатель эффективности работы центрифуги по формуле

$$\begin{aligned} \varsigma &= 9,52 \left(\frac{V^2}{\omega^2 r_0^3 L^3} \right)^{0,16} \left(\frac{V \rho_{\text{ж}}}{2 \pi r_0 \mu_{\text{ж}}} \right)^{-0,151} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,286} = \\ &= 9,52 \left(\frac{V^2}{147^2 \cdot 0,24^3 \cdot 1,0^3} \right)^{0,16} \left(\frac{V \cdot 1000}{2 \cdot 3,14 \cdot 0,24 \cdot 9,71 \cdot 10^{-4}} \right)^{-0,151} \left(\frac{2300 - 1000}{1000} \right)^{0,286} = \\ &= 9,52 (0,402 V^{0,32}) (0,132 V^{-0,151}) \cdot 1,07 = 0,52 V^{0,169}, \end{aligned}$$

где $\omega = \frac{\pi n}{30} = \frac{3,14 \cdot 1400}{30} = 147 \text{ рад/с}$.

Определяем производительность центрифуги по формуле

$$\begin{aligned} V &= \varsigma w_o \Sigma = 0,52 V^{0,169} \cdot \frac{0,7}{3600} \cdot 394, \\ V^{0,831} &= 0,0398 \text{ м}^3/\text{с}, \end{aligned}$$

$$V = 0,0206 \text{ м}^3/\text{с} = 74,2 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Требуемое количество центрифуг составляет:

$$140/74,2 = 1,88.$$

Устанавливаем две центрифуги типа НОГШ-600.

2.2.5. Жидкостные сепараторы.

Среди аппаратов для центробежного разделения различных жидких отходов широкое распространение получили жидкостные сепараторы (рис. 2.22), работающие по принципу тонкослойного центрифугирования (сепарирования). В нефтяной промышленности они применяются, например, для очистки водонефтяных эмульсий, отделения механических примесей из присадок к маслам, очистки глинистого раствора, применяемого при бурении нефтяных скважин, очистки сточных вод нефтеперерабатывающих заводов, отделения кислого гудрона от светлых дистиллятов.

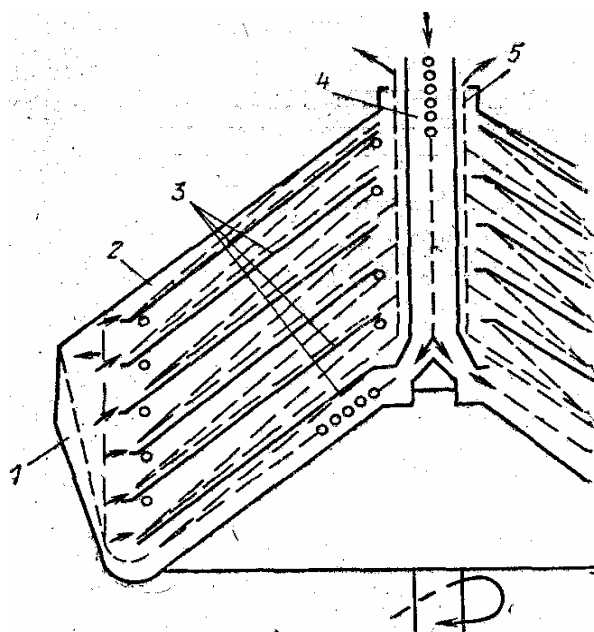


Рис. 2.22. Схема устройства и работы тарельчатого сепаратора:

1 - сборник кека; 2 — ротор; 3 — тарелки; 4 — питающая труба; 5 — сливная труба.

Для сгущения активного ила и сырого осадка находят применение жидкостные сепараторы с тарельчатыми вставками. При обезвоживании активного ила влажностью 99,4...99,6 % на сепараторах с периодической и пульсирующей выгрузкой кека влажность ила снижалась до 88,1...91,4 %. При разделении фугата, полученного центрифугированием сырых и сброженных осадков, влажность кека составляла 89,3...92,1 %. На сепараторе активный ил сгущался до 95,6...97,9 %. В таких же пределах получены данные при сепарировании фугата шнековой центрифугой, работавшей на сыром и сброженном осадках.

Жидкостные сепараторы можно применять в некоторых отраслях промышленности, например для очистки сточных вод в медицинской промышленности, а также на мясокомбинатах.

Принцип действия жидкостных сепараторов состоит в следующем. На частицы,

взвешенные в сепарируемой жидкости, действуют две силы: одна направлена радиально к периферии P_n , а другая — к центру P_c . Равнодействующая этих сил P осаждает частицы на внутренней поверхности пакета тарелок (рис. 2.22). Образующийся кек сдвигается центробежной силой к периферии ротора и сползает в сборники, откуда выгружается непрерывно или периодически. Осветленная жидкость (фугат) потоком направляется к оси вращения сепаратора и отводится через сливную трубу.

Если центрифугированию подвергается эмульсия, то обе фракции после сепарации непрерывным потоком выводятся из барабана в соответствующие приемные емкости. В случае разделения суспензии одна фракция, например, более легкая дисперсионная среда, выводится из барабана непрерывно, а вторая — дисперсная фаза, состоящая из более тяжелых твердых частиц, накапливается в барабане и разгружается периодически. Непрерывный вывод твердой фазы осуществляется на сопловых сепараторах, в которых твердые частицы выбрасываются из периферии барабана в виде концентрированной суспензии.

Производительность сепараторов L , л/ч, определяется по формуле

$$L = 0,04 \beta \tau Z \eta V n,$$

где η — к.п.д. сепаратора; τ — разделяемость, период в течение которого расчетная частица твердой фазы выделяется из жидкости, с; Z — число межтарелочных пространств; β — коэффициент переполнения рабочего объема барабана сепаратора; V — объем межтарелочного пространства, см³; n — частота вращения барабана, мин⁻¹.

2.3. Фильтрационные установки.

Фильтрационные установки применяют для извлечения из сточных вод тонкодиспергированных веществ, масел, нефтепродуктов, смол и др. Для этой цели наиболее широко используют сетчатые фильтры и фильтры с зернистой перегородкой.

2.3.1. Барабанные сетки и микрофильтры.

Сетчатые барабанные фильтры предназначены для задержания грубодисперсных примесей в процессах процеживания сточных вод, содержащих не более 300 мг/л взвешенных частиц. В зависимости от требуемой степени очистки и условий применения их можно оснащать сетчатым полотном с различной крупностью ячеек. В связи с этим сетчатые барабанные фильтры условно подразделяются на барабанные сетки и микрофильтры.

Барабанные сетки (БС) задерживают грубодисперсные примеси при отсутствии в воде вязких веществ, снижают содержание взвешенных веществ (при концентрации их в производственной сточной воде не более 250 мг/л) на 25...45 %. Их чаще всего устанавливают перед зернистыми фильтрами для глубокой очистки сточной воды.

Эффективность очистки воды на БС и их пропускная способность зависят от состава загрязнений исходной воды, размера ячеек фильтрующей сетки, частоты вращения барабана, интенсивности промывки и других условий эксплуатации установок.

К процеживающим устройствам относятся и БС с бактерицидными лампами, рекомендуемые для механической очистки бытовых или близких к ним по составу производственных сточных вод при содержании взвешенных веществ в исходной воде не более 250 мг/л. Количество задерживаемых взвешенных веществ составляет 25 %. При

18 — разбрызгиватель; 19 - бактерицидные лампы; 20 — водослив; 21 — канал фильтрата; 22 — задняя рама; 23 — задний подшипник.

Рабочую площадь сеток находят по формуле

$$F_c = \frac{Qk}{u_c} k_1 k_2,$$

при этом k_1 равняется

$$k_1 = \left(\frac{b-d}{b} \right)^2 (1 + F_1),$$

где Q — расход воды, м³/сут; k — коэффициент неравномерности; u_c — скорость движения воды в сетке; для плоских сеток $u_c = 0,2 \dots 0,4$ м/с и для вращающихся $u_c = 0,4 \dots 1$ м/с; b — размер ячеек в свету, равный 0,5...5 мм; d — диаметр проволоки сетки, равный 0,3...2 мм; F_1 — часть площади, занимаемой рамами и шарнирами; k_2 — коэффициент загрязнения сетки равный 1,2...1,8.

Площадь фильтрующей поверхности микрофильтров равна

$$F_{м.ф} = \frac{k_1 Q k}{k_2 \tau u_\phi},$$

где τ — время работы микрофильтра в течение суток, ч; u_ϕ — скорость фильтрования, принимают в пределах 20...90 м/ч; k_1, k_2 — коэффициенты; $k_1 = 1,03$, $k_2 = 0,63$.

Потери напора на чистой сетке рассчитываются по формуле

$$h_0 = \xi_0 \frac{\rho u_1^2}{2A^2}.$$

Потери напора при эксплуатации сетчатых установок в момент времени τ определяют по формуле

$$h_\tau = \xi_\tau \frac{\rho u_1^2}{2A^2(1 - \beta_k)^2},$$

где ξ_0 — коэффициент сопротивления, для ламинарного режима при $Re_c < 4$ равен

$$\xi_0 = \frac{6,7}{Re_c} \text{ и для турбулентного режима при } Re_c > 4 \text{ величина } \xi_0 = \frac{2,38}{Re_c^{1/3}}; u_1 \text{ — скорость движения воды на подходе к сетке, м/с; } A \text{ — свободное сечение сетки, доли единицы; } \xi_\tau \text{ — коэффициент сопротивления в момент времени } \tau \text{ (справочная величина);}$$

β_k — коэффициент загрязнения сетки (справочная величина); $Re_c = \frac{u_1 R_c}{\nu}$ — число Рейнольдса; R_c — гидравлический радиус сетки; $R_c = \frac{A}{2\pi N}$; N — число проволок на единицу длины; ν — коэффициент кинематической вязкости, м²/с.

2.3.2. Зернистые фильтры.

Напорные фильтры с зернистой загрузкой применяются для механической очистки нефтесодержащих сточных вод после их гравитационного отстаивания. Фильтр с зернистой перегородкой представляет собой резервуар (рис. 2.24), в нижней части ко-

торого имеется дренажное устройство для отвода воды. На дренаж укладывают слой поддерживающего материала, а затем фильтрующий материал. Для скорых фильтров используют открытые (самотечные) или закрытые (напорные) резервуары с восходящим (снизу вверх) или нисходящим (сверху вниз) потоком.

Фильтр рассчитывается на давление до 0,6 МПа и загружается, как правило, кварцевым песком слоем 1 м. В качестве загрузки могут быть использованы дробленый антрацит, керамзит, керамическая крошка.

Грязеемкость (количество загрязнений в кг, удаляемых с 1 м² поверхности фильтрующего слоя в единицу времени) фильтров с восходящим потоком больше, чем с нисходящим.

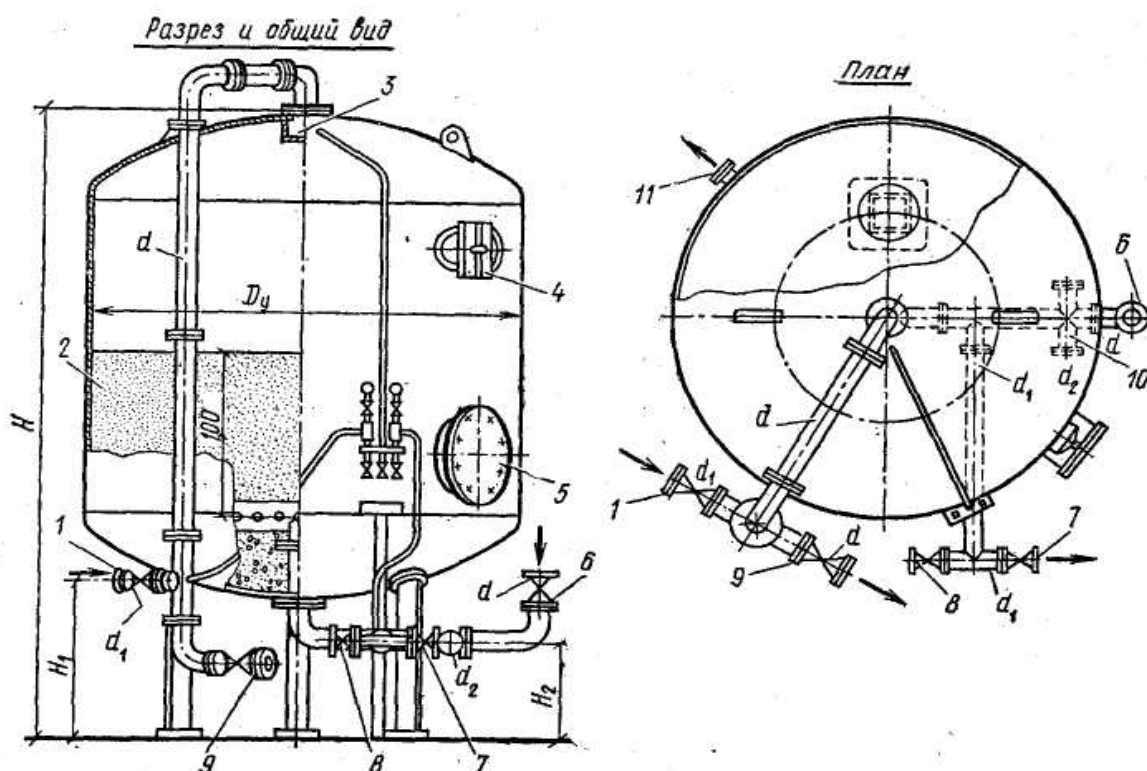


Рис. 2.24. Напорный вертикальный фильтр с зернистой загрузкой:

1 — подача воды на очистку; 2 — фильтрующий слой из зернистой загрузки; 3 — верхнее распределительное устройство; 4 — контрольный эллиптический лаз; 5 — круглый лаз; 6 — подвод промывной воды; 7 — отвод первого фильтрата; 8 — отвод очищенной воды; 9 — отвод промывной воды; 10 — подвод сжатого воздуха; 11 — штуцер для гидравлической выгрузки и загрузки фильтра.

В фильтрах с восходящим потоком наблюдаются: заиливание дренажного устройства, коррозия труб и зарастание их карбонатами, поэтому чаще используются фильтры с нисходящим потоком.

Загрузка фильтров может быть однослойной и многослойной. Многослойные фильтры загружают однородным материалом с разной крупностью частиц либо разнородными материалами.

Однослойные фильтры (без коагуляции или с коагуляцией) предназначены для задерживания мелкодисперсных частиц, выносимых из отстойников или осветлителей.

Более эффективно работают *многослойные фильтры*. Грязеемкость многослойных фильтров в 2...3 раза больше, чем однослойных.

Напорные фильтры имеют направление фильтрования сверху вниз, скорость фильтрования 5...12 м/ч, а продолжительность фильтроцикла 12...48 ч в зависимости от характера нефтесодержащих сточных вод (меньшая величина при значительном содержании в воде железа). Остаточное содержание в воде нефтепродуктов допускается 7...20 мг/л (начальное содержание 40...80 мг/л), механических примесей — 10...20 мг/л (начальное содержание 30...60 мг/л).

Грязеемкость зернистых фильтров может быть принята по задержанию нефти, равной 1...2 кг/м³, и механических примесей — 1,5...3 кг/м³. Эффективность фильтрования повышается при добавлении в воду 5...10 мг/л коагулянта $Al_2(SO)_3$ и 0,2...0,3 мг/л флокулянта ПАА. Потери напора в фильтрах достигают 0,9...1,3 м (0,009...0,13 МПа).

Скорые фильтры рассчитывают на рабочий и форсированный режимы (при выключении отдельных секций на промывку).

2.3.3. Фильтры с полимерной загрузкой.

Одним из путей интенсификации фильтрования сточных вод является применение новых фильтрующих материалов. Перспективным является использование плавающих загрузок из различных полимерных материалов, обладающих достаточной механической прочностью, химической стойкостью, высокими площадью активной свободной поверхности и пористостью. К числу таких материалов относятся полистирол различных марок (в том числе пенополистирол), пенополиуретан, а также гранулы керамзита, котельные и металлургические шлаки.

В зависимости от содержания и характера взвешенных веществ в сточной воде, подаваемой на очистные сооружения, а также от их пропускной способности принимаются следующие основные схемы фильтрования: через многоярусные или многослойные фильтры с загрузкой по убывающей крупности гранул по ходу осветляемой воды снизу вверх; через фильтры большой грязеемкости при фильтровании воды сверху вниз, с горизонтальным направлением фильтрования; с непрерывной регенерацией загрузки.

Фильтры с плавающей пенополистирольной загрузкой применяются для очистки сточных вод от взвешенных веществ, в которых в качестве плавающей фильтрующей загрузки использовались вспененные гранулы пенополистирола. Этот материал изнosoустойчив, водонепроницаем, нетоксичен, имеет достаточную механическую прочность и высокую адгезионную способность (плотность 0,01...0,03 г/см³).

Фильтры с плавающей загрузкой из полистирола могут быть однослойными и двухслойными, а также встроенными в первичные или вторичные отстойники. Скорость фильтрации в таких фильтрах 0,6...2 м/ч. Для регенерации зернистых фильтрующих материалов проводится интенсивная водо-воздушная промывка.

Внутри фильтра находятся два слоя гранул, разделенных удерживающими сетками. В нижнем слое, служащем для предварительного фильтрования, применяются гранулы диаметром 2...5 мм, верхний слой загрузки с гранулами диаметром 0,3...2 мм предназначен для более глубокого фильтрования.

Фильтры с пенополиуретановой загрузкой («Полимер-300» и «Полимер-500») предназначены (рис. 2.25) для очистки невзрывоопасных сточных вод от нефтепродуктов и масел, находящихся в виде нестойких эмульсий и имеющих $\text{pH} = 6 \dots 9$.

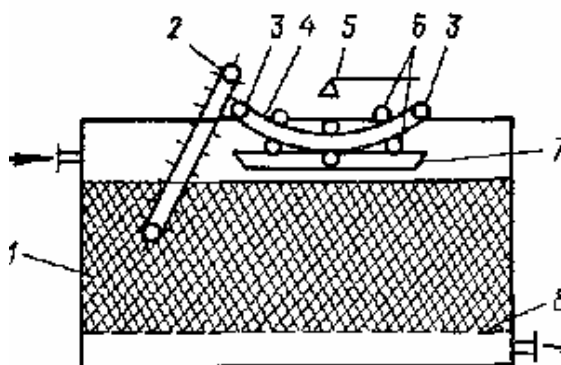


Рис. 2.25. Пенополиуретановый фильтр:

1 — слой пенополиуретана; 2 — элеватор; 3 — направляющие ролики; 4 — лента; 5 — ороситель; 6 — отжимные ролики; 7 — емкость; 8 — решетка.

Сточные воды, содержащие отработанные смазочно-охлаждающие жидкости, а также сточные воды гальванических, травильных и окрасочных отделений могут подаваться на пенополиуретановые фильтры только после обработки их на локальных очистных сооружениях. Для обеспечения требуемой степени очистки сточных вод эти фильтры рекомендуется применять после решеток, песколовок и нефтеловушек.

2.3.4. Электромагнитные фильтры.

Электромагнитные фильтры (рис. 2.26) предназначены для очистки или глубокой очистки сточных вод от механических загрязнений, содержащих более 25 % ферромагнитных примесей, с исходной концентрацией твердых частиц до 200 мг/л и масел до 50 мг/л. Они могут применяться в системах производственного водоснабжения металлургических, горно-обогатительных, металлообрабатывающих предприятий, на электростанциях для очистки охлаждающей и многократно используемой воды, а также конденсата от продуктов коррозии.

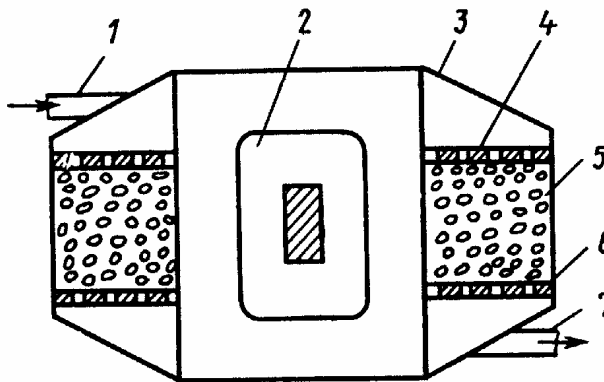


Рис. 2.26. Схема электромагнитного фильтра:

1 – трубопровод исходной сточной воды; 2 – катушка индуктивности; 3 – корпус из немагнитного материала; 4 – ограничительная решетка; 5 – фильтрующая загрузка; 6 – опорная решетка; 7 – трубопровод очищенной воды.

Фильтры рекомендуется изготавливать из немагнитного материала диаметром 1...2 м и высотой 2...2,5 м. Фильтр состоит из корпуса, магнитной системы, представляющей собой катушки индуктивности с магнитопроводами, между которыми расположена фильтрующая зернистая загрузка из ферромагнитного материала, а также устройств для подвода и отвода сточной воды. В качестве фильтрующих элементов в электромагнитных фильтрах применена зернистая загрузка из ферромагнитных материалов крупностью 1...3 мм. Фильтрация очищаемой сточной воды производят при наложении магнитного поля, промывку — без его применения.

При наложении магнитного поля определенной напряженности зернистая загрузка уплотняется и вследствие уменьшения пористости приобретает высокую фильтровальную способность, что позволяет задерживать на фильтре наряду с магнитными и немагнитные компоненты из состава взвешенных веществ (окалины).

Перед промывкой необходимо фильтрующую загрузку размагничивать, для чего через намагничивающие катушки пропускают ток противоположного направления. После размагничивания загрузки включают скребковый механизм, а в фильтр подают промывную воду.

Эффективность очистки сточных вод от ферромагнитных и немагнитных примесей составляет соответственно 95...98 и 40...60 %.

2.3.5. Расчет фильтров.

Процесс фильтрации зависит от многих технологических параметров, и в первую очередь от свойств зернистого слоя, свойств фильтрационной среды и примесей, от гидродинамического режима фильтрации.

Важнейшими характеристиками пористой среды являются порозность и удельная поверхность, которые определяются по зависимостям

$$\varepsilon_0 = \frac{V - V_0}{V}; \quad a = \frac{6(1 - \varepsilon_0)\alpha}{d_s},$$

где ε_0 — порозность слоя; V — общий объем зернистого слоя, м³; V_0 — объем частиц, м³; a — удельная поверхность слоя, м²/м³; d_s — эквивалентный диаметр частицы, м; α — коэффициент формы.

Частицы задерживаются поверхностью зерен под действием молекулярных сил, электростатических сил, сил химического сродства и адсорбции. Величина сил прилипания зависит от крупности и формы зерен, скорости потока, температуры воды и свойств примесей.

Кинетика фильтрования и материальный баланс описываются уравнениями

$$-\frac{\partial C}{\partial x} = bC - a\rho; \quad \frac{\partial \rho}{\partial \tau} = -u \frac{\partial C}{\partial x},$$

где C — концентрация примесей в сточной воде; x — толщина слоя загрузки; b, a — константы скорости прилипания и отрыва частиц; ρ — плотность насыщения фильтрующего слоя задержанным осадком; u — скорость фильтрования.

При решении этих уравнений получается общее уравнение процесса:

$$\frac{\partial^2 C}{\partial x \partial \tau} + au \frac{\partial C}{\partial x} + b \frac{\partial C}{\partial \tau} = 0. \quad (2.8)$$

Уравнение (2.8) имеет решение в виде бесконечного ряда, и его трудно использовать в расчетах.

В процессе фильтрования происходит накопление загрязнений в слое загрузки. В какой-то момент наблюдается вынос частиц в фильтрат с ухудшением его качества. Продолжительность работы фильтра до проскока частиц в фильтрат называют временем защитного действия загрузки τ_s . По мере загрязнения фильтрующего слоя уменьшается его порозность и увеличивается сопротивление при прохождении через него сточной воды, т.е. растет потерянный напор. Время работы фильтра до достижения потеряннго напора предельной величины (H_n) обозначают через τ_n . Оптимальным условием работы фильтра является $\tau_n \approx \tau_s$. Значения τ_s и τ_n находят по формулам

$$\tau_s = \frac{1}{k} \frac{b}{a} \left(x - \frac{x_0}{b} \right); \quad \tau_n = \frac{H_n - H_0}{H_n F_{(A)}} \frac{b}{a} x,$$

где k и x_0 — константы, зависят от эффекта осветления, определяются по справочникам; H_0 — потеря напора в чистой загрузке; $F_{(A)}$ — параметр, зависящий от величины предельной насыщенности порового пространства отложениями A .

Сопротивление фильтрующего слоя в любой момент времени равно

$$H = \int_0^x i dx = i_0 \int_0^x \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0 - \Delta \varepsilon} \right)^3 dx;$$

$$i_0 = \frac{0,188 \psi^2 \mu (1 - \varepsilon_0)^2}{d_s^2 \varepsilon_0^3}; \quad i = i_0 \left(\frac{\varepsilon_0}{\varepsilon_0 - \Delta \varepsilon} \right)^3,$$

где i_0 — сопротивление единицы толщины фильтрующего слоя при прохождении через него чистой жидкости; i — сопротивление единицы фильтрующего слоя с задержанными частицами в любой промежуточный момент времени; $\Delta \varepsilon$ — удельный объем осадка, накопившегося в фильтрующем слое.

Площадь скоростных фильтров F (в м²) находят по формуле

$$F = \frac{Q}{\pi u_p - 3,6nw\tau_1 - \pi u_p \tau_2},$$

где τ — продолжительность работы фильтра, ч; u_p — расчетная скорость фильтрации, м/ч; n — число промывок фильтра в сутки; w — интенсивность промывки, л/(м²·с); τ_1 — продолжительность промывки, ч; τ_2 — продолжительность простоя фильтра в связи с промывкой, ч; $\tau_2 = 0,33$ ч.

Длительность фильтрации для фильтров «Полимер» определяют по формуле

$$\tau_\phi = k \frac{E w_3}{m_n - m_\kappa},$$

количество регенератора (в м³/ч)

$$Q_p = \frac{Q(m_n - m_\kappa)}{\rho_m} + \frac{2w_3}{\tau_\phi},$$

где $k = 0,85$ — коэффициент, учитывающий нестабильность процесса; E — удельная маслосъемность пенополиуретановой загрузки, кг/м³; w_3 — объем фильтрующей загрузки, м³; m_n , m_κ — количество примесей до и после фильтрации, кг/ч; ρ_m — плотность извлекаемых примесей, кг/м³.

Пример 2.7. Производительность фильтра $G_{oc} = 1000$ кг/ч осадка влажностью $w_{oc} = 40$ % (масс.). Начальная концентрация суспензии сточной воды по твердой фазе $x_c = 5$ % (масс.). Составить уравнение материального баланса и найти объем осадка V_{oc} и объем очищенной воды (фильтрата) V_ϕ , если $x_\phi = 0$, $\rho_\kappa = 1000$ кг/м³ и $\rho_{oc} = 1440$ кг/м³.

Решение. Уравнение материального баланса по потокам в фильтре

$$G_c = G_{oc} + G_\phi.$$

Уравнение материального баланса по твердой фазе

$$G_c x_c = G_{oc} x_{oc} + G_\phi x_\phi,$$

где $x_{oc} = 100 - w_{oc}$.

Объем осадка равен

$$V_{oc} = G_{oc}/\rho_{oc} = 1000/1440 = 0,695 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Для определения объема фильтрата (очищенной воды) по аналогичной формуле выразим массовую производительность по фильтрату через производительность по осадку из уравнений материального баланса.

Для этого сначала выразим количество фильтрата через количество суспензии и осадка

$$G_\phi = G_c - G_{oc},$$

а количество суспензии через количество осадка:

$$G_c = (G_{oc} x_{oc} + G_\phi x_\phi - G_{oc} x_\phi)/x_c = G_{oc} (x_{oc} - x_\phi)/(x_c - x_\phi),$$

откуда с учетом условия $x_\phi = 0$ получим

$$G_\phi = G_c - G_{oc} = G_{oc}(x_{oc}/x_c - 1) = G_{oc}[(100 - w_{oc})/x_c - 1] = 1000 [(100 - 40)/5 - 1] = 11000 \text{ кг/ч}.$$

Тогда объем очищенной воды-фильтрата равен

$$V_\phi = G_\phi/\rho_\kappa = 11000/1000 = 11 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Глава 3. Установки и аппараты для физико-химической очистки сточных вод

Физико-химические методы играют значительную роль при очистке сточных вод. Они применяются как самостоятельно, так и в сочетании с механическими, химическими и биологическими методами. В последние годы область применения физико-химических методов очистки расширяется, а доля их среди других методов очистки возрастает.

К физико-химическим методам очистки относятся коагуляция, флокуляция, сорбция, флотация, экстракция, ионный обмен, гиперфльтрация, диализ, эвапорация, выпаривание, испарение, кристаллизация, магнитная обработка, а также методы, связанные с наложением электрического поля — электрокоагуляция, электрофлотация,

3.1. Установки для коагулирования и флокулирования примесей сточных вод.

Коагуляция — это слипание частиц коллоидной системы при их столкновениях в процессе теплового движения, перемешивания или направленного перемещения во внешнем силовом поле. В результате коагуляции образуются агрегаты — более крупные (вторичные) частицы, состоящие из скопления мелких (первичных). Первичные частицы в таких агрегатах соединены силами межмолекулярного взаимодействия непосредственно или через прослойку окружающей (дисперсионной) среды. Коагуляция сопровождается прогрессирующим укрупнением частиц и уменьшением их общего числа в объеме дисперсионной среды (в нашем случае — жидкости). Слипание однородных частиц называется гомокоагуляцией, а разнородных — гетерокоагуляцией.

В сточных водах могут содержаться твердые (каолин, глина, волокна, цемент, кристаллы солей и др.) и жидкие (нефть, нефтепродукты, смолы и др.) частицы. Сточные воды в большинстве случаев представляют собой слабоконцентрированные эмульсии или суспензии, содержащие коллоидные частицы размером 0,001...0,1 мкм, мелкодисперсные частицы размером 0,1...10 мкм, а также частицы размером 10 мкм и более.

В процессе механической очистки из сточных вод достаточно легко удаляются частицы размером 10 мкм и более, мелкодисперсные и коллоидные частицы практически не удаляются. Сточные воды многих производств после сооружений механической очистки представляют собой агрегативно устойчивую систему. Для их очистки применяют методы коагуляции; агрегативная устойчивость при этом нарушается, образуются более крупные агрегаты частиц, которые удаляются из сточных вод механическими методами.

Одним из видов коагуляции является флокуляция, при которой мелкие частицы, находящиеся во взвешенном состоянии, под влиянием специально добавляемых веществ (флокулянтов) образуют интенсивно оседающие рыхлые хлопьевидные скопления.

Эффективность коагуляционной очистки зависит от многих факторов: вида коллоидных частиц; их концентрации и степени дисперсности; наличия в сточных водах электролитов и других примесей; величины электрокинетического потенциала.

В качестве коагулянтов используют соли алюминия, соли железа, а также смеси солей $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ и FeCl_3 в соотношении от 1:1 до 1:2 и алюминийсодержащие отходы, травильные растворы, шлаки, пасты и смеси.

Для интенсификации образования хлопьев гидроксидов алюминия и железа используют флокулянты: активную кремниевую кислоту ($x\text{SiO}_2 \cdot y\text{H}_2\text{O}$) и полиакриламид. Дозу полиакриламида при вводе перед отстойниками или осветлителями со взвешенным осадком принимают равной от 0,4 до 1,5 мг/л; дозу кремниевой кислоты — 2...3 мг/л.

При использовании в качестве коагулянтов солей алюминия и железа в результате реакции гидролиза образуются малорастворимые в воде гидроксиды железа и алюминия, которые сорбируют на развитой хлопьевидной поверхности взвешенные, мелкодисперсные и коллоидные вещества и при благоприятных гидродинамических условиях оседают на дно отстойника, образуя осадок.

Процесс очистки сточных вод методом коагуляции или флокуляции включает приготовление водных растворов коагулянтов или флокулянтов, их дозирование, смешение со всем объемом сточной воды, хлопьеобразование, выделение хлопьев из нее.

Приготовление и дозирование коагулянтов производят в виде растворов или суспензий. Растворение коагулянтов осуществляют в баках (не менее двух). Концентрация раствора коагулянта в растворных баках должна составлять 10...17 %. Продолжительность растворения при температуре воды 10 °С принимают равной 10...12 ч.

Коагулянты смешивают с обрабатываемой сточной водой в смесителях, продолжительность пребывания воды в которых составляет 1...2 мин. Применяют перегородчатые, дырчатые, шайбовые вертикальные смесители, а также механические с пропеллерными или лопастными мешалками.

Дырчатый смеситель (рис. 3.1) представляет собой лоток с дырчатыми перегородками. Расстояние между перегородками принимают равным ширине лотка. Диаметр отверстий 20...100 мм. Суммарная площадь отверстий в каждой перегородке

$F_{отв} = \frac{Q}{u_0}$. Скорость движения воды в отверстиях $u_0 = 1$ м/с, а в лотке за последней перегородкой $u_0 = 0,6$ м/с. Уровень воды за последней перегородкой принимают равной

$H_0 = 0,4...0,5$ м. Потерю напора в отверстиях определяют по формуле

$$h = \xi \frac{u_0^2}{2g},$$

где ξ — коэффициент сопротивления.

Прибавляя к H_0 величину потеряннного напора — h , находят уровень воды в каждом отделении смесителя.

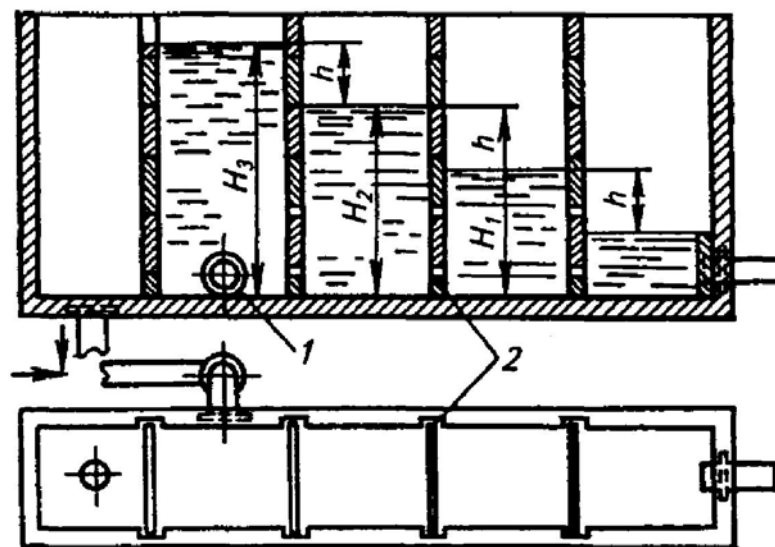


Рис. 3.1. Дырчатый смеситель:
1 — подача воды; 2 — перегородка с отверстиями.

Вертикальный смеситель (рис. 3.2) представляет собой цилиндр с коническим днищем. Перемешивание в нем достигается изменением скорости движения в конической части. Скорость в нижнем конусе сечения равна 1 м/с, а в верхней цилиндрической части 25 мм/с. Время пребывания воды в камере $\tau_{см} = 1,5 \dots 2$ мин.

Зная расход воды Q (в м³/с) и скорость ее движения в цилиндрической части u_y , можно рассчитать диаметр цилиндрической части:

$$D_y = \sqrt{\frac{4Q}{\pi u_y}}.$$

Высоту конической части находят из соотношения

$$h_k = \frac{(D_y - d_n)}{2 \sin \frac{\varphi}{2}},$$

где d_n — диаметр входного патрубка; φ — угол конусности.

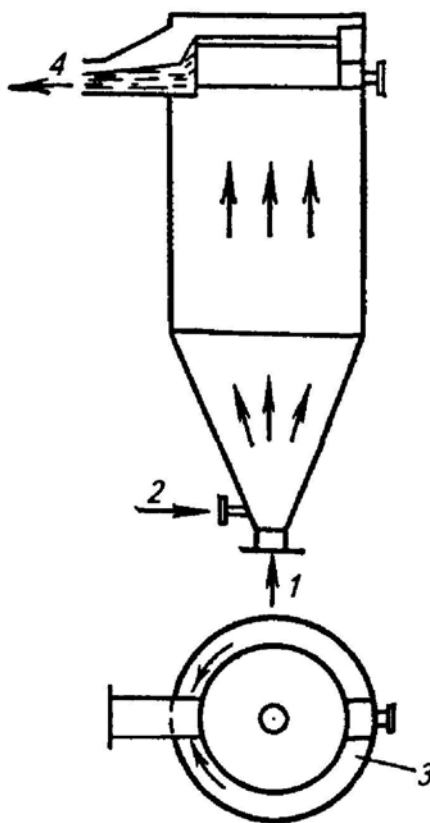


Рис. 3.2. Вертикальный смеситель:
1 — подача сточных вод; 2 — подача реагентов; 3 — лоток; 4 — выпуск сточных вод.

Объем конической части находят по уравнению

$$V_k = \frac{\pi}{3} h_k \left[\left(\frac{D_u}{2} \right)^2 + \left(\frac{d_n}{2} \right)^2 + \frac{D_u}{2} + \frac{d_n}{2} \right].$$

Объем смесителя равен:

$$V_{см} = Q \tau_{см}.$$

Высота цилиндрической части определяется по соотношению

$$h_u = \frac{V_{см} - V_k}{F_u}.$$

Общая высота смесителя равна: $H_{см} = h_k + h_u$.

Трубопроводы или лотки, отводящие воду из смесителей в камеры хлопьеобразования и осветлители со взвешенным осадком, рассчитывают на скорость движения сточной воды 0,8...1 м/с и продолжительность ее пребывания в них не более 2 мин. После смешения сточных вод с коагулянтами начинается процесс образования хлопьев, который происходит в камерах хлопьеобразования. Эти камеры могут быть водоворотные, перегородчатые, вихревые, а также с механическим перемешиванием.

Водоворотные камеры хлопьеобразования (рис. 3.3) представляют собой цилиндр, в верхнюю часть которого из смесителя вводится сточная вода с вращательной скоростью на выходе из сопла 2...3 м/с. В нижней части камеры перед выходом в отстойник находятся гасители вращательного движения воды. Продолжительность пребывания воды в камере 15...20 мин.

Водоворотные камеры конструктивно объединяют с вертикальными отстойниками. Время пребывания воды в камере принимают равным $\tau_k = 15...20$ мин, а время отстаивания $\tau_{ос} = 1$ ч. Скорость выхода воды из сопла $u_c = 2...3$ м/с. Высота камеры $H_{к.х} = 3,6...4$ м.

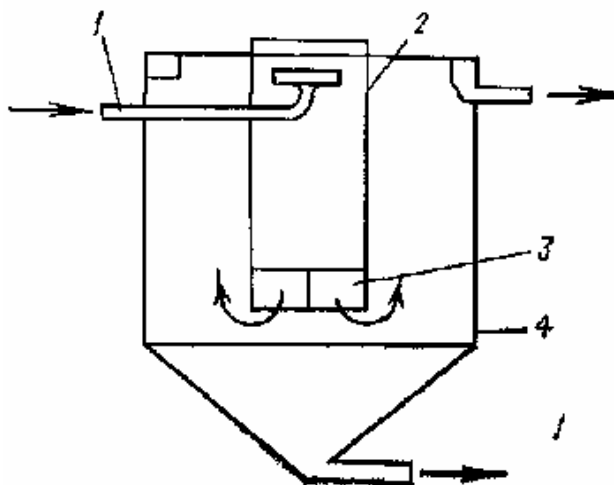


Рис. 3.3. Водоворотная камера:

1 — подвод воды; 2 — камера; 3 — гаситель; 4 — отстойник.

Задаваясь числом камер хлопьеобразования $n_{к.х}$ и зная расход воды, определяют площадь одной камеры и ее диаметр:

$$F_{к.х} = \frac{q_{\max} \tau_{к.х}}{n_{к.х} H_{к.х}}; \quad d_{к.х} = \sqrt{\frac{4 F_{к.х}}{\pi}}.$$

Сопло размещают на расстоянии $0,2 d_{к.х}$ от стенки камеры на глубине $0,5$ м от поверхности воды. Диаметр сопла равен

$$d_c = 1,13(q'_{\max}/\mu u_c)^{1/2},$$

где $q'_{\max}$ — максимальный расход сточной воды на одно сопло, $\text{м}^3/\text{с}$; μ — коэффициент расхода (равен $0,908$).

Объем зоны осаждения вычисляют по соотношению

$$V_{\text{ос}} = q_{\max} \tau_{\text{ос}} / n_{к.х}.$$

Высота зоны осаждения равна $H_{\text{ос}} = H_{к.х} + 0,5$.

Диаметр отстойника рассчитывается по формуле

$$D_{\text{отс}} = 1,13[(V_{\text{ос}} + V_{к.х})/H_{\text{ос}}]^{1/2}.$$

Вихревая камера хлопьеобразования представляет собой конический или цилиндрический расширяющийся сверху резервуар с нижним впуском сточной воды со скоростью $0,7 \dots 1,2$ м/с. Угол наклона стенок камеры к горизонту около 70° . Скорость восходящего потока сточной воды на уровне выпуска $4 \dots 5$ м/с, продолжительность пребывания воды в камере $6 \dots 10$ мин.

В камерах хлопьеобразования с лопастными мешалками продолжительность пребывания воды $20 \dots 30$ мин, а, скорость движения воды $0,15 \dots 0,2$ м/с.

Если в сточных водах концентрация взвешенных веществ, способных к агрегации, не превышает 4 г/л, то применяют осветлители со взвешенным слоем осадка (рис. 3.4).

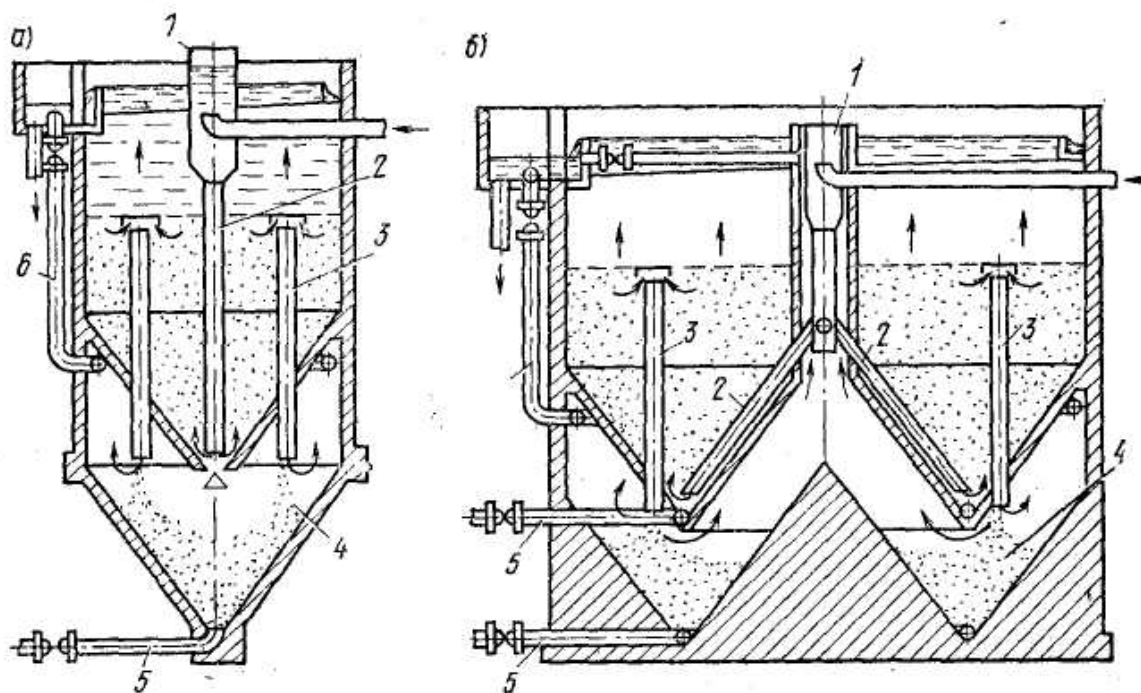


Рис. 3.4. Осветлители со взвешенным слоем осадка:

1 — воздухоотделитель; 2 — опускные трубы; 3 — осадкоотводные трубы или окна; 4 — осадкоуплотнитель; 5, 6 — трубопроводы выпуска осадка и отвода осветленной воды из осадкоуплотнителя

В осветлителях происходят три основных процесса: смешение, коагуляция и осветление сточных вод. Обрабатываемая в осветлителях сточная вода проходит снизу вверх через слой ранее выделившегося шлама с такой скоростью, при которой взвешенные частицы не уносятся из зоны взвешенного осадка. При движении сточной воды через взвешенный слой увеличивается эффект задержания мелких суспензированных частиц. Осветлители проектируются круглыми (диаметр до 15 м) или прямоугольными в плане, площадь осветлителя не должна превышать 150 м².

Для обеспечения нормальной работы осветлителя сточную воду после смешения с коагулянтами направляют в воздухоотделитель, где она освобождается от пузырьков воздуха, выделяющихся в результате реакций.

Величина восходящей скорости потока в зоне осветления зависит от концентрации взвешенных веществ. Так, при обработке сточных вод сульфатом алюминия при содержании взвешенных веществ до 400 мг/л расчетная скорость восходящего потока $v_{расч} = 0,8...1$ мм/с, 400...1000 мг/л — $v_{расч} = 1...1,1$ мм/с, 1000...2500 мг/л — $v_{расч} = 1,1...1,2$ мм/с.

Исходя из концентрации взвешенных веществ в обрабатываемой сточной воде C_n , при известных расчетной скорости восходящего потока воды в зоне осветления $v_{расч}$, эталонной концентрации взвешенных веществ во взвешенном слое $C_э$ (при скорости движения воды 1 мм/с и температуре 20 °С) и концентрации взвешенных веществ в осадке после его уплотнения $C_{шл}$, можно определить расход воды и размеры, осветлителя.

Расчетный расход сточной воды $Q_{расч}$, м³/ч, проходящей через осветлитель, определяется по формуле

$$Q_{расч} = Q_{осв} [1 + (C_n - C_k) / C_{шл}],$$

где $Q_{осв}$ — расход сточных вод, выходящих из осветлителя, м³/ч; C_k — конечная концентрация взвешенных веществ в сточной воде, г/м³.

Площадь осветлителя $F_{осв}$, м², с вертикальным осадкоуплотнителем находим по выражению

$$F_{осв} = F_{з.о} + F_{о.у} = Q_{осв} [1 + (C_n - C_k / C_{шл})] [k_p + \varphi(1 - k_p)] / v_{расч},$$

где $F_{з.о}$ и $F_{о.у}$ — площадь зоны соответственно осветления и осадкоуплотнителя, м²; k_p — коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем, равный:

$$k_p = 1 - v_{расч} (C_n - C_k) / C_{э};$$

φ — коэффициент подсоса осветленной воды в осадкоуплотнитель, равный 1,15...1,2.

Объем зоны накопления и уплотнения осадка $V_{з.у}$ (часть объема осадкоуплотнителя, которая расположена на 0,5...0,7 м ниже нижней кромки осадкоотводящих окон или труб) должен удовлетворять условию

$$V_{з.у} \geq Q_{расч} t (C_n - C_k) / C_{шл},$$

где t — продолжительность уплотнения шлама, равная 3...6 ч.

Пример 3.1. Рассчитать осадкоуплотнители для станции производительностью $Q = 60000$ м³/сут при следующих данных:

- количество осадка из первичных отстойников: по весу $P = 5,2$ т/сут, по объему $Q_{ос} = 86$ м³/сут с влажностью $w_{ос} = 94$ %;
- количество избыточного активного ила: по весу $P = 9$ т/сут, по объему $Q_{ил} = 2239$ м³/сут с влажностью $w_{ил} = 99,6$ %;
- количество избыточного ила с коэффициентом $K = 1,3$;
- $Q_{ил.макс} = 1,3 \cdot 2239 = 2911$ м³/сут.

Суммарное количество осадка, поступающего в уплотнитель

$$Q = Q_{oc} + Q_{ил. max} = 86 + 2911 = 2997 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

или $125 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Средняя влажность поступающего в уплотнитель осадка

$$w_{cp} = \frac{Q_{oc} w_{oc} + Q_{ил. max} w_{ил}}{Q_{oc} + Q_{ил. max}} = \frac{86 \cdot 94 + 2911 \cdot 99,6}{86 + 2911} = 99,4\%.$$

Количество уплотненного осадка с влажностью $w_{упл} = 95\%$

$$Q_{упл} = \frac{Q(100 - w)}{100 - w_{упл}} = \frac{Q(100 - 99,4)}{100 - 95} = 2997 \cdot 0,12 = 360,6 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Количество отделяемой иловой воды соответственно будет равно

$$Q_{и.в} = 0,88 \cdot Q = 0,88 \cdot 2997 = 2632 \text{ м}^3/\text{сут} = 30,5 \text{ л/с.}$$

Необходимая площадь осадкоуплотнителя (рассчитывается на расход иловой воды при скорости $v = 0,0001 \text{ м/с}$)

$$F = \frac{q_v}{v} = \frac{0,0305}{0,0001} = 305 \text{ м}^2.$$

Принимаем 4-секционный осадкоуплотнитель площадью $F = 4 \cdot 9 \cdot 9 = 324 \text{ м}^2$.

Среднее количество уплотненного осадка с влажностью 95% , направляемое на дальнейшую обработку

$$Q_{упл.ср} = \frac{(Q_{oc} + Q_{ил})(100 - w_{ср})}{100 - w_{упл}} = \frac{(86 + 2239)(100 - 99,4)}{100 - 95} = 279 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

3.2. Флотационные установки.

Флотация — процесс молекулярного прилипания частиц флотируемого материала к поверхности раздела двух фаз, обычно газа (чаще воздуха) и жидкости, обусловленный избытком свободной энергии поверхностных пограничных слоев, а также поверхностными явлениями смачивания.

Флотационные установки используют для удаления из сточных вод масел, нефтепродуктов, жиров, смол, гидроксидов, ПАВ и других органических веществ, твердых частиц с гидравлической крупностью менее $0,01 \text{ мм/с}$, полимеров, волокнистых материалов, а также для разделения иловых смесей.

Процесс очистки сточных вод методом флотации заключается в образовании комплексов «частицы—пузырьки», всплывании этих комплексов и удалении образовавшегося пенного слоя с поверхности обрабатываемой жидкости. Прилипание частицы, находящейся в ней, к поверхности газового пузырька возможно только тогда, когда наблюдается несмачивание или плохое смачивание частицы жидкостью.

Смачивающая способность жидкости зависит от ее полярности, с возрастанием которой способность жидкости смачивать твердые тела уменьшается. Внешним проявлением способности жидкости к смачиванию является величина поверхностного натяжения ее на границе с газовой фазой, а также разность полярностей на границе жидкой и твердой фаз. Процесс флотации идет эффективно при поверхностном натяжении воды не более $60 \dots 65 \text{ мН/м}$. Большое значение при флотации имеют размер, количество и равномерность распределения воздушных пузырьков в сточной воде. Оптимальные размеры воздушных пузырьков $15 \dots 30 \text{ мкм}$, а максимальные $100 \dots 200 \text{ мкм}$.

Для интенсификации образования агрегатов пузырьков — частица в воду добавляют различные реагенты: собиратели, пенообразователи, регуляторы, которые увеличивают гидрофобизацию поверхности частиц, дисперсность и устойчивость газовых пузырьков.

Наиболее благоприятные условия разделения достигаются при соотношении между твердой и газообразной фазами $G_{\text{возд}}/G_{\text{ч}} = 0,01 \dots 0,1$. Это соотношение определяется по формуле

$$G_{\text{возд}}/G_{\text{ч}} = 1,3 Y^*(f P - 1) Q_1 / C Q,$$

где $G_{\text{возд}}$ — масса воздуха, г; $G_{\text{ч}}$ — масса суспензированных веществ, г; Y^* — растворимость воздуха в воде при атмосферном давлении и данной температуре, см³/л; f — степень насыщения; обычно $f = 0,5 \dots 0,8$; P — абсолютное давление, при котором вода насыщается воздухом; Q_1 — количество воды, насыщенной воздухом, м³/ч; Q — расход сточной воды, м³/ч; C — концентрация суспензированных веществ, г/м³.

В практике очистки сточных вод разработаны различные конструктивные схемы, приемы и методы флотации. Метод пенной флотации применяют для извлечения нерастворенных и частичного снижения концентрации некоторых растворенных веществ, метод пенной сепарации — для удаления растворенных веществ.

Существенные отличия способов флотации связаны с насыщением жидкости пузырьками воздуха определенной крупности. По этому принципу можно выделить следующие способы флотационной обработки производственных сточных вод:

- 1) флотация с выделением воздуха из раствора (вакуумные, напорные и эрлифтные флотационные установки);
- 2) флотация с механическим диспергированием воздуха (импеллерные, безнапорные и пневматические флотационные установки);
- 3) флотация с подачей воздуха через пористые материалы;
- 4) электрофлотация;
- 5) биологическая и химическая флотация.

Флотационные установки могут состоять из одного или двух отделений (камер). В однокамерных установках в одном и том же отделении происходят одновременно насыщение жидкости пузырьками воздуха и всплывание флотирующихся загрязнений. В двухкамерных установках, состоящих из приемного и отстойного отделений, в первом отделении происходит образование пузырьков воздуха и агрегатов «пузырек—частица», а во втором — всплывание шлама (пены) и осветление жидкости.

Флотация с выделением воздуха из раствора применяется при очистке производственных сточных вод, содержащих очень мелкие частицы загрязнений, поскольку позволяет получать самые мелкие пузырьки воздуха. Сущность его заключается в создании перенасыщенного раствора воздуха в сточной жидкости. Выделяющийся из такого раствора воздух образует микропузырьки, которые и флотируют содержащиеся в сточной воде загрязнения. Количество воздуха, которое должно выделиться из перенасыщенного раствора и обеспечить необходимую эффективность флотации, обычно составляет 1...5 % объема обрабатываемой сточной воды.

Преимуществом *вакуумной флотации* (рис. 3.5) является то, что образование пузырьков газа, их слипание с частицами загрязнений и всплывание образовавшихся агрегатов «пузырек—частица» происходят в спокойной среде и вероятность их разрушения сводится к минимуму, минимальны также энергозатраты на насыщение жидкости воздухом. В то же время необходимость сооружения герметически закрытых резервуаров, сложность эксплуатации вакуумных флотационных установок, а также ограничен-

ный диапазон их применения (концентрация загрязнений в сточной воде не должна превышать 250 мг/л) являются недостатками метода вакуумной флотации.

Сточная жидкость, поступающая на флотацию предварительно насыщается воздухом в течение 1...2 мин в аэрационной камере (рис. 3.5), откуда она поступает в деаэратор для удаления нерастворившегося воздуха. Далее под действием разрежения (0,02...0,03 МПа) сточные воды поступают во флотационную камеру, в которой растворившийся при атмосферном давлении воздух выделяется в виде микропузырьков и выносит частицы загрязнений в пенный слой. Продолжительность пребывания сточной воды во флотационной камере 20 мин, а нагрузка на 1 м² площади поверхности около 200 м³/сут.

Скапливающаяся пена вращающимися скребками удаляется в пеносборник. Для отвода обработанной сточной воды обеспечивается необходимая разность отметок уровней во флотационной камере и приемном резервуаре или устанавливаются насосы.

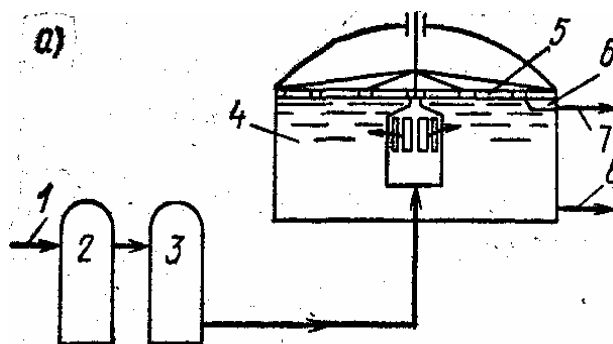


Рис. 3.5. Схема вакуумной процесса флотации с выделением воздуха из раствора: 1 — подача сточной воды; 2 - аэратор; 3 — деаэрактор; 4 — флотационная камера; 5 — механизм сгребания пены; 6 — пеносборник; 7, 8 — отвод соответственно пены и обработанной сточной воды.

Наиболее широко в процессах очистки сточных вод используется *напорная флотация*, поскольку позволяет регулировать степень пересыщения в соответствии с требуемой эффективностью очистки сточных вод при начальной концентрации загрязнений до 4...5 г/л и более.

Установка для напорной флотации включает: сборные (приемные) емкости для сбора сточной воды, насосы, эжекторы или компрессоры, напорный резервуар (сатуратор) для насыщения воды воздухом, флотационную камеру и оборудование для сбора и удаления пены с загрязнениями. Для повышения эффективности очистки предусматривают предварительную коагуляцию воды. Установку дополняют смесителями, камерами хлопьеобразования и др. Сточные воды насосом подаются в сатуратор. В сатураторе происходит растворение воздуха в количестве 3...5 % от объема очищаемой воды при давлении 0,3...0,5 МПа. Насыщенная воздухом эта вода из сатуратора подается во флотационную камеру, которая работает при атмосферном давлении, где происходит выделение растворенного воздуха и осуществляется процесс флотации. Таким образом, образование пузырьков газа происходит вследствие уменьшения растворимости воздуха в воде при снижении давления. При этом выделение газа из воды происходит непосредственно на частице. Всплывающая масса непрерывно удаляется механизмами для сгребания пены в пеносборники.

Вероятность образования зародышевых пузырьков газа на поверхности частиц устанавливается по формуле-

$$W = A \exp[16 \pi \sigma^3 \varphi / 3 K T P_2^2 \ln^2(P_1/P_2)],$$

где A — предэкспоненциальный множитель; σ — коэффициент поверхностного натяжения; K — постоянная Больцмана; T — абсолютная температура; P_1 и P_2 — соответственно давление исходного и пересыщенного раствора,

$$\varphi = (2 + 3 \cos \theta - \cos^2 \theta) / 4,$$

θ — краевой угол смачивания поверхности частиц.

Интенсивность образования зародышей пузырьков прямо пропорциональна вероятности их образования:

$$I = k W,$$

где k — коэффициент пропорциональности.

Вероятность образования комплекса пузырек — частица определяется по формуле

$$\chi = [n^{4/3} \pi (R + r)^3 - n^{4/3} \pi R^3] / V = C_T [(1 - 2/R)^3 - 1],$$

где n — число пузырьков радиуса R в объеме V воды; r — радиус частицы; C_T — объемная концентрация газовой фазы:

$$C_T = n (4/3 \pi R^3 / V), \quad R = 2 \sigma / (P_1 - P_2).$$

Число зародышей пузырьков газа N

$$N = \frac{4 \cdot 10^{-5} u'}{\nu d_c^{1,5}} \cdot \left[1 - \left(\frac{u_{кр}}{u} \right)^{0,75} \right]^2,$$

где u' — среднеквадратичная величина компоненты турбулентной пульсации скорости, м/с; $u_{кр}$ — критическая скорость дросселирования жидкости, ниже которой пузырьки не образуются, м/с; u — скорость жидкости, м/с; d_c — диаметр сопла, м; ν — кинематический коэффициент вязкости жидкости, м²/с.

Скорость движения пузырька в отсутствие ПАВ в воде можно вычислить по формулам:

$$v_n = \frac{1}{9} \frac{g R^2}{\nu_g};$$

в присутствии ПАВ:

$$v_n = \frac{1}{9} \frac{\rho g R^2}{9 \mu_g + 3 C_n R},$$

где C_n — концентрации ПАВ; ρ — плотность воды; μ_g и ν_g — динамический и кинематический коэффициенты вязкости воды.

Эффективность флотационного выделения частиц

$$\eta_\phi = \frac{v_n T_1}{H_1} (1 - e^{-\alpha C_n v_n T}),$$

где T_1 — время пребывания жидкости во флотаторе; $T = T_1 + T_2$; T_2 — время обработки до флотатора; H_1 — высота слоя жидкости во флотаторе; α — число столкновений пузырьков газа с частицами на единице длины пути.

Эффективность очистки флотацией равна 85...95%.

Объем сатуратора рассчитывают не необходимую продолжительность насыщения воздухом (1...3 мин).

При проектировании флотаторов для обработки сточных вод с расходом до 100 м³/ч принимаются прямоугольные в плане камеры глубиной 1...1,5 м, с расходом более 100 м³/ч — радиальные флотаторы (рис. 3.6) глубиной не менее 3 м.

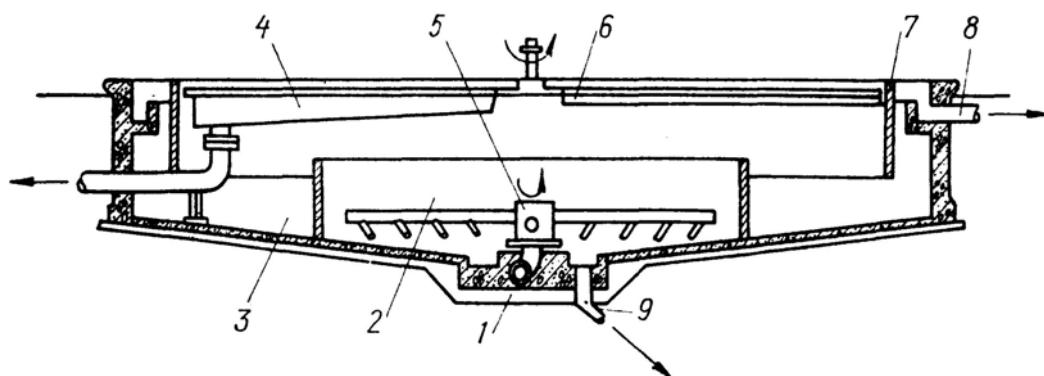


Рис. 3.6. Радиальный флотатор:

1 - подача воды на очистку; 2 — приемное отделение; 3 - флотационная камера; 4 — шламоприемник с выпуском; 5 — вращающийся водораспределитель; 6 — механизм для сгребания пены; 7 — кольцевая перегородка; 8 - отвод очищенной воды; 9 — выпуск осадка

Глубина зон флотации и отстаивания назначается не менее 1,5 м, а продолжительность пребывания воды в них соответственно не менее 5 и 15 мин.

Сточные воды, насыщенные воздухом, поступают во флотатор снизу через вращающийся водораспределитель. Выделяющиеся из воды пузырьки воздуха всплывают вместе с частицами загрязнений. Вращающимся механизмом пена сгребается в лоток и удаляется. Обработанная вода отводится с дна и по вертикальным каналам переливается в отводящий кольцевой лоток. Пропускная способность одного флотатора не должна превышать 1000 м³/ч.

Площадь флотационной камеры принимают, исходя из интенсивности аэрации 6...10 м³/(м²·ч). Время флотации 20 мин.

Диаметр камеры D_k находят по формуле

$$D_k = (4 Q / \pi u_k).$$

Скорость движения воды во флотационной камере принимают равной $u_k = 10,8$ м/ч, а продолжительность пребывания воды в камере 5...7 мин.

Диаметр флотатора-отстойника D_ϕ находят из выражения

$$D_\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi u_0} + D_k^2}.$$

Пример 3.2. Исходные данные: расход сточных вод $Q = 0,6$ л/с (2,16 м³/ч). Начальное содержание взвешенных веществ $BВ_n - 100$ мг/л, эмульгированных веществ $ЭВ_n - 20$ мг/л; требуемое конечное содержание $BВ_k - 20$ мг/л, $ЭВ_k - 4,5$ мг/л.

Рабочий объем флотационной камеры:

$$V_p = Q \tau,$$

где τ - время флотации, рекомендуемая продолжительность флотации 20..30 мин.

При продолжительности флотации $\tau = 0,5$ ч рабочий объем флотатора составляет

$$V_p = 2,16 \cdot 0,5 = 1,08 \text{ м}^3.$$

Рабочая высота флотационной камеры $h = 0,8 \text{ м}$.

Ширина флотатора выбрана, исходя из конструктивных соображений: $B = 0,95 \text{ м}$.

Рабочая длина флотационной камеры

$$L_p = \frac{V_p}{h B} = \frac{1,08}{0,8 \cdot 0,95} = 1,42 \text{ м}.$$

Рекомендуется использовать три камеры флотации длиной $0,5 \text{ м}$ каждая, а также блок тонкослойной очистки.

С учетом размеров узлов сбора и отведения пенопродукта приняты следующие габариты флотатора:

- ширина $\sim 1,08 \text{ м}$ (ширина рабочей части $0,95 \text{ м}$ + ширина пенного желоба $0,13 \text{ м}$);

- длина $\sim 2200 \text{ м}$ (общая длина камер $1,5 \text{ м}$ + длина блока тонкослойной очистки и выходной части $0,7 \text{ м}$);

- высота $\sim 1,3 \text{ м}$ (рабочая глубина $0,8 \text{ м}$ + зона сбора и слива пены $0,5 \text{ м}$).

Скорость движения воды в отстойной зоне равна $u_0 = 4,7 \text{ м/ч}$.

Эрлифтная флотация. При эрлифтной флотации затраты энергии в $2...4$ раза меньше, чем при напорной, но конструкция установки требует значительного перепада отметок по высоте между питательным резервуаром со сточной водой и аэратором, а также между аэратором и флотационной камерой (разность отметок составляет $20...35 \text{ м}$), что значительно сужает область применения этого метода.

Флотация с механическим диспергированием воздуха (импеллерная флотация). При перемещении струи воздуха в воде в последней создается интенсивное вихревое движение, под воздействием которого воздушная струя распадается на отдельные пузырьки. Энергичное перемешивание сточной воды во флотационных импеллерных установках создает в ней большое число мелких вихревых потоков, что позволяет получить пузырьки определенной величины.

Применение импеллерных установок целесообразно при очистке сточных вод с высокой концентрацией нерастворенных загрязнений (более $2...3 \text{ г/л}$) и содержащих нефть, нефтепродукты, жиры. Импеллерную флотацию широко используют для процессов обогащения сырья и очистки сточных вод от веществ, легко переходящих в пену. Недостатком этого вида флотации является невозможность использования коагулянтов, так как при турбулентном перемешивании воды происходит разрушение хлопьев коагулянта.

На рис. 3.7 приведена схема двухкамерной проточной флотационной установки. Сточная вода из приемного кармана поступает к импеллеру, в который по трубке засасывается воздух. Над импеллером расположен статор в виде диска с отверстиями для внутренней циркуляции воды. Перемешанные в импеллере вода и воздух выбрасываются через статор. Решетки, расположенные вокруг статора, способствуют более мелкому диспергированию воздуха в воде. Отстаивание пузырьков воздуха происходит над решеткой. Пена, содержащая флотируемые частицы, удаляется лопастным пеноснимателем. Из первой камеры вода поступает во вторую такой же конструкции, где происходит дополнительная очистка сточной воды.

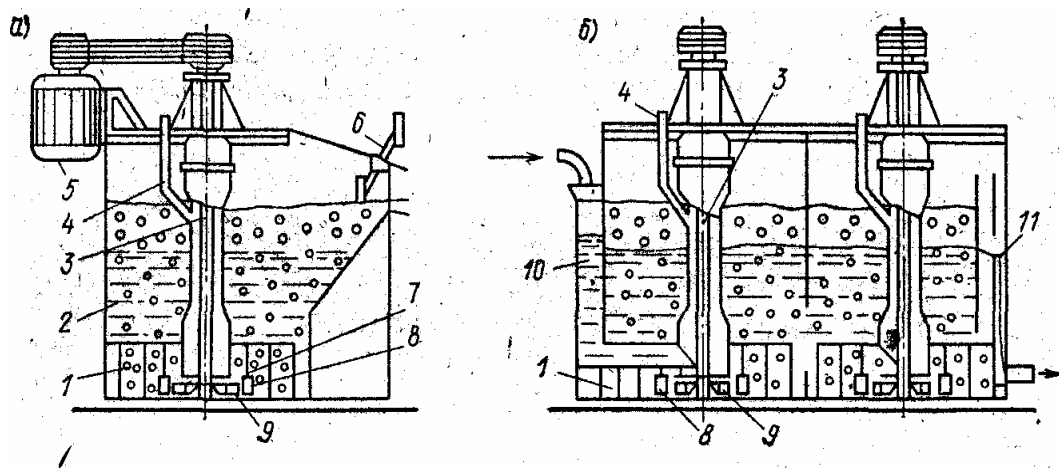


Рис. 3.7. Двухкамерная прямоточная флотационная установка:

a — поперечный разрез; *б* — продольный разрез; 1 — отбойники; 2 — флотационная камера; 3 — вал импеллера; 4 — воздушная трубка; 5 — электродвигатель; 6 — пено-
ниматель; 7 — отверстия в статоре для внутренней циркуляции воды; 8 — статор; 9 —
импеллер; 10, 11 — соответственно приемный и выпускной карман.

Основными расчетными параметрами установки являются коэффициент аэрации α , продолжительность пребывания воды в аппарате τ и диаметр импеллера d . Окруж-
ную скорость импеллера принимают равной 10...15 м/с, а диаметр импеллера — не бо-
лее 0,6 м.

Продолжительность флотации зависит от свойств воды и примесей и определяет-
ся экспериментально. Для ориентировочных расчетов ее принимают равной 15...20
мин. Коэффициент аэрации $\alpha = 0,35$.

Камера флотационной машины — квадратная со стороной $b = 6 d$, м.

Площадь камеры равняется

$$F = b^2 = 36 d^2.$$

Рабочий объем аппарата вычисляют по соотношению

$$V = h f = 36 h d^2,$$

где h — высота водно-воздушной смеси, м:

$$h = H_c / \gamma_{ав},$$

H_c — статический уровень воды в камере, Па; $\gamma_{ав}$ — удельный вес водно-воздушной
смеси ($\gamma_{ав} = 0,67 \gamma_в$), Н/м³.

Статический уровень, м, равен

$$H_c = \varphi \frac{u^2 \gamma_{жс}}{2g},$$

где u — окружная скорость, м/с; φ — коэффициент напора, равный 0,2...0,3.

Частота вращения импеллера

$$n = 60 u / (\pi d).$$

Необходимое число флотаторов для обработки суточного расхода сточных вод Q ,
м³/сут, составляет

$$m = \frac{Q \tau}{24 \cdot 60 V (1 - \alpha)},$$

где τ — продолжительность флотации, мин.

Мощность электродвигателя импеллера N (в кВт)

$$N = q_{\text{аж}} \gamma_{\text{ав}} H_c / (102 \eta),$$

где $q_{\text{аж}}$ — производительность флотатора, л/с; η — к п. д., равный 0,2...0,3.

Флотация с подачей воздуха через пористые материалы отличается простотой аппаратного оформления процесса и относительно малыми расходами энергии. Воздух во флотационную камеру подается через мелкопористые фильтровые пластины, трубы, насадки, уложенные на дне камеры. Величина отверстий должна быть 4...20 мкм, давление воздуха 0,1...0,2 МПа, продолжительность флотации 20...30 мин, расход воздуха определяется экспериментально. Рабочий уровень обрабатываемой сточной воды до флотации 1,5...2 м. Недостатком этого метода является возможность зарастания и засорения пор, а также трудность подбора мелкопористых материалов, обеспечивающих выход мелких, близких по размерам пузырьков воздуха.

Биологическая и химическая флотация применяется для уплотнения осадков сточных вод. В процессе флотации сточных вод образуется пена, имеющая различное строение, обычно пленочно-структурное. Такая пена содержит значительное количество воды, особенно в нижних слоях, а устойчивость и подвижность ее изменяются в зависимости от количества и характера флотируемых материалов. Процесс уплотнения всплывшего шлама наиболее интенсивно идет в первые 2 ч, далее он замедляется, а после 4 ч практически прекращается.

Процесс уплотнения и разрушения пенного слоя может быть интенсифицирован с помощью брызгалок или путем нагревания. В большинстве случаев утилизация пенного конденсата экономически нецелесообразна.

3.3. Экстракционные аппараты и установки.

Установки жидкостной экстракции применяют для очистки сточных вод, содержащих фенолы, масла, органические кислоты, ионы металлов и др. Процесс состоит в извлечении одного или нескольких компонентов из данной смеси экстрагентом, обладающим ограниченной взаимной растворимостью, либо двумя несмешивающимися растворителями, каждый из которых преимущественно растворяет разные компоненты. В качестве экстрагентов используют органические растворители (бензол, тетрахлорид-метан, бутилацетат и др.). Экстракционный метод очистки производственных сточных вод основан на распределении загрязняющего вещества в смеси двух взаимонерастворимых жидкостей соответственно его растворимости в них. Метод экстракции позволяет разделять такие жидкие смеси, которые другими методами разделить невозможно или затруднительно.

Исходная смесь образует одну фазу, экстрагент — другую. Одна из этих фаз является сплошной, другая дисперсной, распределенной в первой в виде капель.

Отношение взаимно уравнивающих концентраций в двух несмешивающихся (или слабосмешивающихся) растворителях при достижении равновесия является постоянным и называется коэффициентом распределения

$$k_p = C_э / C_{\text{ст}} \approx \text{const},$$

где $C_э$, $C_{\text{ст}}$ — концентрация экстрагируемого вещества соответственно в экстрагенте и сточной воде при установившемся равновесии, кг/м³.

Коэффициент распределения k_p зависит от температуры, при которой проводится экстракция, а также от наличия различных примесей в сточных водах и экстрагенте.

После достижения равновесия концентрация экстрагируемого вещества в экстрагенте значительно выше, чем в сточной воде. Сконцентрированное в экстрагенте веще-

ство отделяется от растворителя и может быть утилизировано. Экстрагент после этого вновь используется в технологическом процессе очистки.

Метод экстракционной очистки экономически целесообразен при значительной концентрации органических примесей или при высокой стоимости извлекаемого вещества. Для большинства продуктов применение экстракции рационально при концентрации их 2 г/л и более.

Методы экстрагирования органических веществ по схемам контакта экстрагента и сточной воды можно разделить на перекрестноточные, ступенчато-противоточные и непрерывно-противоточные. Прямоток в процессах экстракции не применяется.

Схема непрерывно-действующей экстракционной установки приведена на рис. 3.8. Тяжелая жидкость *L* из хранилища 1 насосом 2 нагнетается в верхнюю часть экстрактора 5. Аналогично из хранилища 3 насосом 4 подается легкая жидкость *G* в нижнюю часть экстрактора. После противоточного взаимодействия в экстракторе тяжелая жидкость *L* собирается в емкость 6, а легкая *G* - в емкость 7.

При многоступенчатой перекрестноточной схеме сточная вода на каждой ступени контактирует со свежим экстрагентом, что требует значительных его расходов.

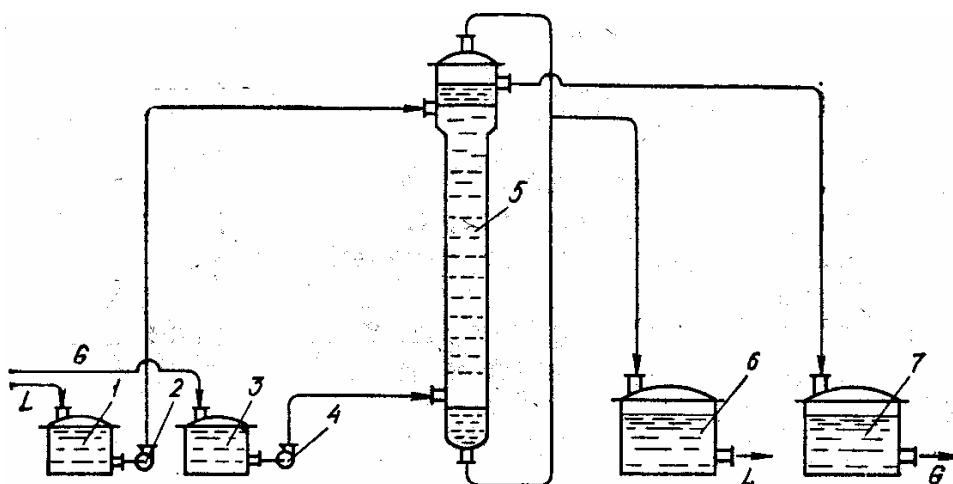


Рис. 3.8. Схема непрерывно-действующей экстракционной установки.

Для очистки сточных вод наиболее часто применяют противоточные многоступенчатые установки. Практическое применение получили методы ступенчато-противоточной и непрерывно-противоточной экстракции. В этих установках практически полностью используется емкость экстрагента.

При ступенчато-противоточной экстракции каждая ступень включает перемешивающее устройство для смешения фаз и отстойник для их гравитационного разделения. Вода и экстрагент движутся навстречу друг другу, экстракт последующей ступени смешивается в смесителе с водной фазой предыдущей ступени. Смеситель должен обеспечить максимальную степень диспергирования экстракта в воде, исключаящую, однако, возможность образования стойких эмульсий, которые препятствуют разделению фаз. Конечная концентрация экстрагируемого вещества в воде может быть определена по формуле

$$C_{\kappa} = \frac{C_{\text{н}}}{(1 + bk_p)^n},$$

где C_k и C_n — соответственно конечная и начальная концентрация экстрагируемого вещества в воде, кг/м³; n — число экстракции; b — удельный расход экстрагента для одной экстракции, м³/м³, равный:

$$b = W / (nQ);$$

здесь W — общий объем экстрагента, затрачиваемого на экстракцию, м³; Q — количество сточных вод, подвергающихся экстракции, м³.

Ступенчато-противоточная экстракция может быть непрерывной или периодической (при малых расходах сточных вод).

При непрерывно-противоточной экстракции вода и экстрагент движутся навстречу друг другу в одном аппарате, обеспечивающем диспергирование экстрагента в воде; при этом примеси сточной воды непрерывно переходят в экстрагент.

Если плотность обрабатываемой сточной воды больше плотности экстрагента $\rho_{ст} > \rho_э$, то вода вводится в экстракционную колонну сверху, а экстрагент снизу. При $\rho_э > \rho_{ст}$ экстрагент вводится в верхнюю часть колонны, а обрабатываемая сточная вода в нижнюю.

Для определения концентрации экстрагируемого вещества в обработанной сточной воде при непрерывной экстракции можно воспользоваться формулой

$$C_k = C_n (1 - bk_p).$$

Требуемый удельный расход экстрагента при заданных начальной и конечной концентрациях экстрагируемого вещества в сточной воде определяется по формуле

$$b = \frac{C_n - C_k}{k_p C_n}.$$

Процесс экстракции в промышленности сочетается с процессом регенерации растворителя с целью его повторного использования и выделения из экстрагента целевых продуктов. Чаще всего разделение экстракта на компоненты осуществляется методом перегонки. Выбор метода разделения экстракта зависит от физико-химических свойств содержащихся в нем веществ.

Технологическая схема очистки производственных сточных вод экстракционным методом зависит от количества и состава сточных вод, свойств экстрагента, способов его регенерации и обычно включает следующие четыре установки:

- 1) подготовки воды перед экстракцией — отстойники, флотаторы, фильтры, нейтрализаторы, охладительные устройства;
- 2) экстракции — колонны для улавливания паров экстрагента, собственно экстракционная колонна и резервуары (сборники экстрагента);
- 3) регенерации экстрагента из сточной воды;
- 4) регенерации экстрагента из экстракта — теплообменник, подогреватель, одно- или двухступенчатая регенерационная (ректификационная) колонна, охлаждающие устройства, сепараторы, сборники регенерированного экстракта и экстрагируемых веществ.

Различают горизонтальные, вертикальные и центробежные смесительно-отстойные экстракторы. Каждая ступень имеет смесительную и отстойную камеры. Смеситель представляет собой вертикальный цилиндр, имеющий сферическое днище и гладкую внутреннюю поверхность или отражательные перегородки на стенках. Более компактны смесительно-отстойные экстракторы ящичного типа.

Одна из конструкций ступени ящичного экстрактора показана на рис. 3.9.

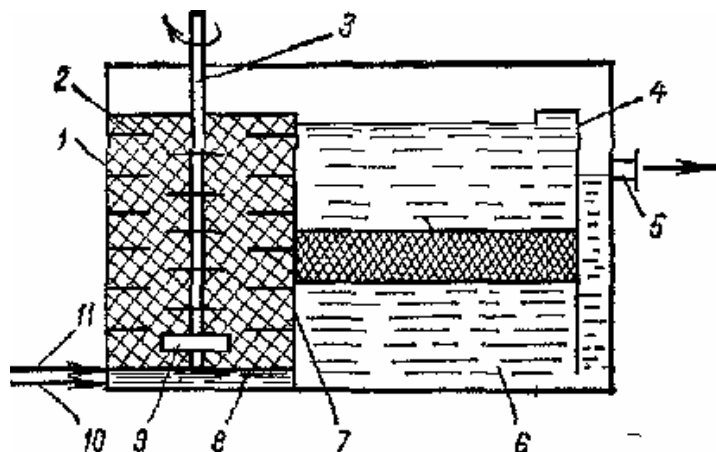


Рис. 3.9. Ступень ящичного экстрактора:

- 1 — смесительная камера; 2 — статорная перегородка; 3 — вал с диском;
 4 — гидрозатвор; 5 — отвод тяжелой фазы; 6 — отстойная камера; 7 — перегородка
 между смесительной и отстойной камерой; 8 — предкамера;
 9 — смесительно-транспортное устройство; 10 — подвод тяжелой фазы; 11 — то
 же, легкой фазы.

При расчете экстракционной установки определяют число ступеней и конструктивные размеры.

Расчет процессов экстракции основан на совместном решении уравнений материального баланса и фазового равновесия. Тепловые эффекты перехода вещества из одной жидкой фазы в другую, если такой переход не сопровождается химическим взаимодействием, обычно невелики. Обычно считают, что процесс протекает в изотермических условиях.

Материальный баланс процесса экстракции выражается общими для массообменных процессов уравнениями. В случае частичной взаимной растворимости фаз L и G их величины, уже не будут постоянными по высоте колонны, а следовательно, и отношение G/L будет переменной величиной. Отсюда вывод - рабочая линия процесса экстракции в системе координат $x - y$ при частичной взаимной растворимости фаз не будет прямой. Уравнение материального баланса по общим потокам в этом случае будет иметь вид

$$F + S = R + E,$$

где F, R - массовые количества соответственно исходного раствора и полученного рафината (остатка); S, E - массовые количества соответственно экстрагента и полученного экстракта.

Если пренебречь взаимной растворимостью фаз G и L , то количество экстрагента можно определить по двойной диаграмме состава $x - y$, на которую следует нанести равновесную, рабочую и кинетическую линии.

Материальный баланс при равенстве объемов фаз $V_3 = V_0 = \text{const}$ и $V_B = V_P = \text{const}$ будет иметь вид

$$V_B x_H - V_3 y_K = V_P x_K - V_0 y_H.$$

Уравнение рабочей линии

$$y = \frac{V_3}{V_0} x + y_H - \frac{V_3}{V_0} x_K$$

или

$$y = Ax + B,$$

где V_b, V_0, V_o, V_p — объемы сточной воды, экстрагента, экстракта и рафината; x_n, x_k — содержание извлекаемого компонента в воде и рафинате; y_n, y_k — содержание извлекаемого компонента в экстрагенте и экстракте; $A = V_b/V_0 = \operatorname{tg} \alpha$ — тангенс угла наклона рабочей линии; $B = y_n - (V_b/V_0)x_k$ — отрезок, отсекаемый на оси ординат.

Эффективность ступени, считая по фазе экстракта E_o и рафината E_p , определяется по зависимостям

$$E_o = \frac{y_k - y_n}{y_k^* - y_n}; \quad E_p = n \frac{x - x_k}{x_n - x_k^*},$$

где y_k^*, x_k^* — равновесные концентрации соответственно в фазе экстракта и рафината.

Общая эффективность экстрактора равна отношению теоретических ступеней к числу действительных ступеней $E_o = n_t/n_d$. Зная эффективность отдельных ступеней, графически определяют необходимое число действительных ступеней смесительно-отстойного экстрактора. Частота вращения мешалки, необходимая равномерного распределения капель дисперсной фазы в сплошной, определяется по следующим зависимостям: для смесителей без отражательных перегородок

$$\operatorname{Re}_u = 62,9 Ga_m^{0,82} \left(\frac{\operatorname{Re}_u^2}{We_u} \right)^{0,74} \left(\frac{\mu_d}{\mu_c} \right)^{0,03} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right)^{0,13};$$

для смесителей с четырьмя отражательными перегородками

$$\operatorname{Re}_u = 2,85 Ga_m^{0,3} \left(\frac{\operatorname{Re}_u^2}{We_u} \right)^{0,15} \left(\frac{\mu_d}{\mu_c} \right)^{0,04} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right)^{0,08} \left(\frac{D}{d_m} \right)^{0,92},$$

где $\operatorname{Re}_u = \rho_c n_0 d_m^2 / \mu_c$ — критерий Рейнольдса; $Ga_m = \rho_c^2 d_m^3 g / \mu_c^2$ — критерий Галилея, $We_u = \rho_c n_0^2 d_m / \sigma$ — критерий Вебера; μ_d, μ_c — динамические коэффициенты вязкости дисперсной и сплошной фаз, Па·с; ρ_c — плотность сплошной фазы, кг/м³; $\Delta \rho = \rho_c - \rho_d$ — разность плотностей сплошной и дисперсной фаз, кг/м³; d_m — диаметр мешалки, м; D — диаметр экстрактора, м; n_0 — частота вращения мешалки, мин⁻¹; σ — коэффициент поверхностного натяжения, Н/м.

Формулы справедливы в следующих пределах

$$\operatorname{Re}_u = \frac{\rho_c n_0 d_m^2}{\mu_c} = 3,38 \cdot 10^{-2} \dots 2 \cdot 10^5;$$

$$Ga_m = \frac{\rho_c^2 d_m^3 g}{\mu_c^2} = 1,74 \cdot 10^5 \dots 1,24 \cdot 10^{11};$$

$$\frac{\operatorname{Re}_u^2}{We_u} = \frac{\rho_c d_m \sigma}{\mu_c^2} = 2,45 \dots 1,18 \cdot 10^7;$$

$$\Delta \rho / \rho_c = 0,02 \dots 0,594; \quad \mu_d / \mu_c = 0,005 \dots 2,46; \quad D / d_m = 1,72 \dots 4,0.$$

Для определения частоты вращения мешалки в ящичных экстракторах (в мин⁻¹) применяется формула

$$n_0 = 45,4 \left\{ \frac{V_{ж} \Delta \rho^{0,5}}{\rho_c^{1,38} \mu_c^{2,2} d_m^{3,56} [1 - (D_{ст} / d_m)^4] h} \right\}^{0,36},$$

где $V_{ж}$ — объем перемешиваемой жидкости, м³; $D_{ст}$ — диаметр ступицы мешалки, м; h — высота лопасти мешалки, м.

Размер капель определяется по зависимости

$$d = 0,333 \frac{\sigma^{0,6}}{\rho_c^{0,2} (P/V)^{0,4}} \left(\frac{n_0 d_m \mu_c}{\sigma} \right)^{0,2} \left(\frac{\mu_c}{\mu_o} \right)^{0,29},$$

где P/V — мощность, расходуемая на перемешивание единицы объема жидкости.

Коэффициент массоотдачи в сплошной фазе β_c можно рассчитать по приближенному уравнению

$$\beta_c = 0,016 n_0 d_m \left(\frac{\mu_c}{\rho_c D_c} \right)^{-0,5},$$

где D_c — диаметр ступицы мешалки, м.

Для создания замкнутых систем водоснабжения можно использовать экстракционные установки с другими конструкциями экстракторов: роторными, центробежными, пульсационными, распылительными и др.

Тарельчатые экстракторы более эффективны, чем полые и насадочные. Наличие ряда перераспределительных устройств (тарелок) исключает перемешивание как сплошной, так и дисперсной фаз по высоте аппарата, приближая экстрактор с ситчатыми тарелками к аппаратам идеального вытеснения.

Общую высоту рабочей части тарельчатой экстракционной колонны можно рассчитать, зная число реальных тарелок N и расстояние h между тарелками:

$$H_p = N h.$$

Число реальных тарелок можно определить по кинетической кривой. Для этого предварительно рассчитывают число единиц переноса одной тарелки:

$$N_y = \frac{K_{yf} F}{G},$$

где K_{yf} — коэффициент массопередачи, отнесенный к площади тарелки.

Построив на диаграмме $x - y$ (рис. 3.10) равновесную линию 1 процесса $y^* = f(x)$ и нанеся рабочую линию 3 процесса экстракции $y = A x + B$, строят кинетическую кривую 2 процесса. Для этого отрезки между равновесной и рабочей линиями делят в соотношении

$$\frac{A_1 C_1}{B_1 C_1} = \frac{A_2 C_2}{B_2 C_2} = \dots = \frac{A_n C_n}{B_n C_n} = e^{N_y}$$

и соединяют полученные точки $B_1, B_2, \dots, B_n$ плавной линией — кинетической кривой. Число ступеней, построенных на диаграмме между кинетической и рабочей линиями в пределах, заданных концентрацией x_n, x_k и y_n, y_k составит число тарелок N в колонне.

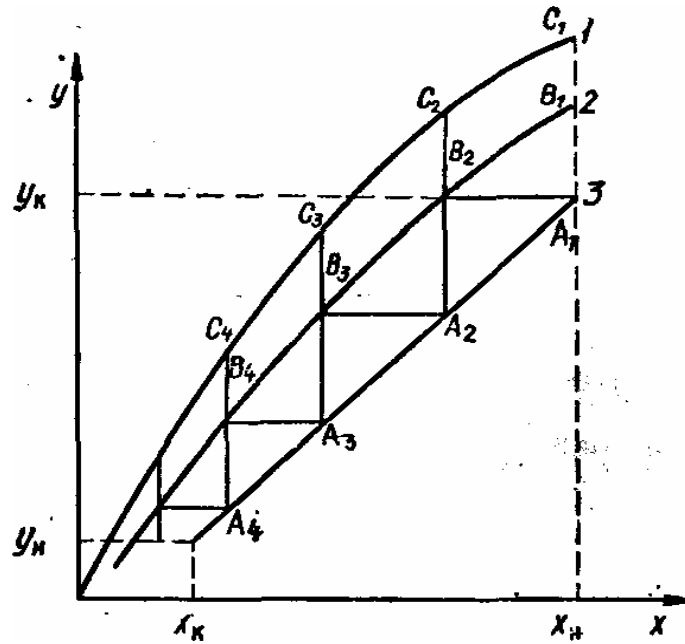


Рис. 3.10. Определение числа реальных тарелок для процесс противоточной экстракции.

Высота слоя сплошной фазы, соответствующая интенсивней массопередаче в зоне образования и дробления струй дисперсной фазы на капли составляет около 0,2 м.

Расстояние между тарелками может быть принято в пределах 0,25...0,60 м, для колонн больших размеров расстояние между тарелками следует принимать равным 0,40...0,60 м, чтобы между ними можно было установить люки.

Пример 3.3. В полом безнасадочном экстракторе фенол из водного раствора извлекается экстрагентом-бензолом. Количество поступающей в экстрактор сточной воды $L = 1400$ кг/ч. Концентрация фенола в сточной воде $\bar{X}_n = 0,1\%$ и $\bar{X}_k = 0,01\%$. Концентрация фенола в бензоле $\bar{Y}_n = 0$ и $\bar{Y}_k = 5\%$. Определить расход чистого экстрагента-бензола и высоту h_L рабочей части колонного экстрактора, если диаметр экстрактора $D = 120$ мм, скорость свободного подъема капли бензола (в неподвижной сплошной водной среде) $w_G = 0,055$ м/с, длительность пребывания капли бензола в зоне экстракции $\tau = 200$ с.

Решение. Количество расходуемого экстрагента (бензола) G определяется из уравнения материального баланса

$$L \bar{X}_n + G \bar{Y}_n = L \bar{X}_k + G \bar{Y}_k,$$

откуда

$$G = L \frac{\bar{X}_n - \bar{X}_k}{\bar{Y}_k - \bar{Y}_n} = 1400 \frac{0,1/100 - 0,01/100}{5/100 - 0} = 25,2 \text{ кг.}$$

Скорость движения сплошной фазы (сточной воды):

$$w_L = \frac{L}{F \rho_L},$$

где $F = \pi \frac{D^2}{4}$ - площадь поперечного сечения экстрактора, м².

Тогда

$$w_L = \frac{1400}{3600 \cdot 3,14 \cdot \frac{0,12^2}{4} \cdot 1000} = 0,035 \text{ м/с.}$$

Относительная скорость подъема капли экстрагента-бензола:

$$w_o = w_G - w_L = 0,055 - 0,035 = 0,02 \text{ м/с.}$$

Определяем высоту рабочей части экстрактора

$$h_L = w_o \tau = 0,02 \cdot 200 = 4 \text{ м.}$$

3.4. Сорбционные и ионообменные установки.

Сорбция используется для глубокой очистки вод замкнутого водопотребления и доочистки сточных вод от органических веществ, в том числе и от биологически жестких. Сорбция представляет собой один из наиболее эффективных методов глубокой очистки сточных вод от растворенных органических веществ. Сорбционная очистка сточных вод наиболее рациональна, если в них содержатся преимущественно ароматические соединения, неэлектролиты или слабые электролиты, красители, непредельные соединения или гидрофобные (например, содержащие хлор или нитрогруппы) алифатические соединения. При содержании в сточных водах только неорганических соединений, а также низших одноатомных спиртов этот метод не применим.

Сорбционная очистка может применяться самостоятельно и совместно с биологической очисткой как метод предварительной и глубокой очистки. Преимуществами этого метода являются возможность адсорбции веществ многокомпонентных смесей и, кроме того, высокая эффективность очистки, особенно слабо-концентрированных сточных вод. Адсорбция растворенных веществ — результат перехода молекулы растворенного вещества из раствора на поверхность твердого сорбента под действием силового поля поверхности.

В качестве сорбентов применяют различные искусственные и природные пористые материалы: золу, коксовую мелочь, торф, силикагели, алюмогели, активные глины и др. Для адсорбции из жидких сред применяют порошкообразные и гранулированные активные угли. Активность сорбента характеризуется количеством поглощаемого вещества на единицу объема или массы сорбента (кг/м^3 , кг/кг).

Между количествами вещества, адсорбированного сорбентом и оставшегося в растворе, в разбавленных растворах наступает равновесие, подчиняющееся закону распределения.

Процесс сорбции может осуществляться в статических условиях, при которых частица жидкости не перемещается относительно частицы сорбента, т. е. движется вместе с последней (аппараты с перемешивающими устройствами}, а также в динамических условиях, при которых частица жидкости перемещается относительно сорбента. (фильтры, аппараты с псевдооживленным. слоем).

Аппараты для сорбционной очистки сточных вод классифицируются по разным признакам:

- по организации процесса — периодического и непрерывного действия;
- по гидродинамическому режиму — аппараты вытеснения, смешения и промежуточного типа;
- по состоянию слоя сорбента - с неподвижным, движущимся, пульсирующим, перемешиваемым и циркулирующим слоем;

- по организации контакта взаимодействующих фаз — с непрерывным и ступенчатым контактом;
- по организации направления движения фаз — с прямоточным, противоточным и смешанным движением;
- по конструкции — колонные и емкостные;
- по способу подвода энергии — без подвода энергии извне (гравитационное движение фаз) и с подводом энергии извне (принудительное движение твердой фазы).

В практике очистки сточных вод часто используются адсорберы с неподвижным и плотно движущимся слоем поглотителя (сорбция в динамических условиях), аппараты с псевдооживленным слоем адсорбента, а также аппараты, в которых обеспечивается интенсивное перемешивание обрабатываемой воды с порошкообразным или пылевидным сорбентом (сорбция в статических условиях).

Сорбция в динамических условиях. Наиболее простым при сорбции в динамических условиях является *насыпной фильтр* (рис. 3.11), представляющий собой колонну с неподвижным слоем сорбента, через который фильтруется сточная вода.

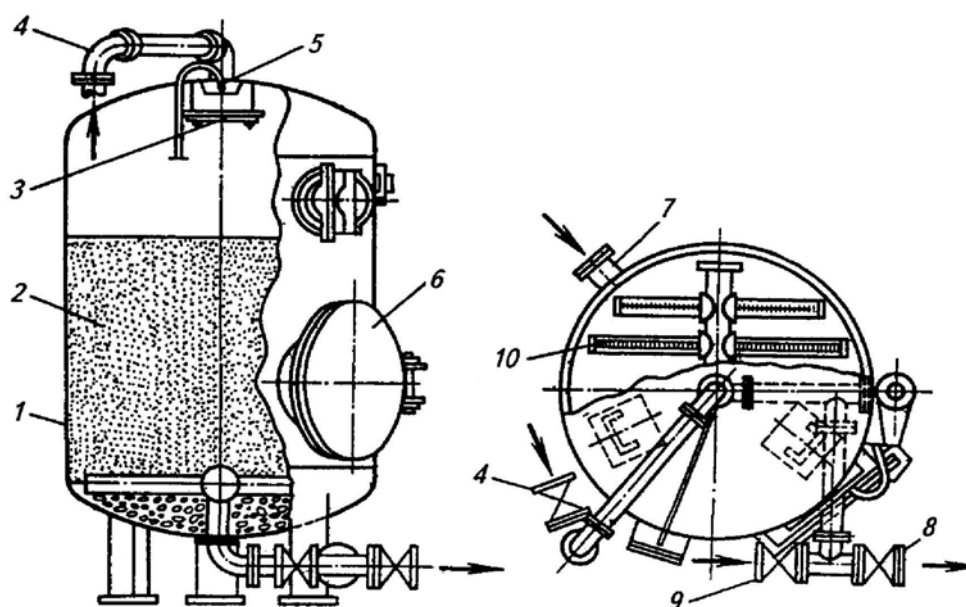


Рис. 3.11. Сорбционный вертикальный параллельно-проточный фильтр:
 1 — корпус; 2 — неподвижный слой активного угля; 3 — отбойник; 4 — трубопровод подачи очищаемой сточной воды; 5 — труба сброса воздуха; 6 — люк; 7 — трубопровод для выгрузки активного угля; 8 — трубопровод отвода очищенной воды; 9 — трубопровод подачи взрыхляющей воды; 10 — распределительная система труб.

Скорость фильтрования зависит от концентрации растворенных в сточных водах веществ и составляет 1...6 м/ч; крупность зёрен сорбента — 1,5...5 мм. Наиболее рациональное направление фильтрования жидкости — снизу вверх, так как в этом случае происходит равномерное заполнение всего сечения колонны и относительно легко вытесняются пузырьки воздуха или газов, попадающих в слой сорбента вместе со сточной водой.

Фильтры с неподвижным слоем сорбента применяют при регенеративной очистке сточных вод с целью утилизации выделенных относительно чистых продуктов. Процесс десорбции осуществляется с помощью химических растворителей или пара.

При расчете насыпных фильтров время защитного их действия $t_{з,д}$ определяют по формуле

$$t_{з,д} = k_{з,д} H - \tau,$$

где $k_{з,д}$ — коэффициент защитного действия, определяемый экспериментально, ч/м; H — высота слоя сорбента, м; τ — потеря времени защитного действия, ч.

Коэффициент защитного действия равен:

$$k_{з,д} = a_{равн} / (v C_n),$$

где $a_{равн}$ — предельная насыщенность сорбента, равновесная с концентрацией, кг/м³ (устанавливается по экспериментальной изотерме сорбции); v — скорость фильтрования, м/ч; C_n — начальная концентрация вещества в сточной воде, кг/м³,

Потеря времени защитного действия

$$\tau = \varepsilon \Delta t,$$

где ε — пористость сорбента (в долях единицы); Δt — время, в течение которого концентрация веществ в фильтрате изменяется от концентрации сорбата при допустимом проскоке $C_{д,п}$ до C_n .

Величина Δt определяется по выходной кривой динамики сорбции, устанавливаемой экспериментально. По выходной кривой определяется момент появления сорбата в фильтрате $t_{пр}$ — время проскока, а после этого момента фиксируется увеличение концентрации сорбата до максимального, соответствующего C_n .

Количество вещества M , задерживаемого насыпным фильтром, кг,

$$M = (H - h) F a_d,$$

где h — эмпирическая константа, м; F — площадь фильтра, м²; a_d — динамическая активность сорбента, кг/м³.

Пример 3.4. Исходные данные: расход сточных вод $Q = 0,6$ л/с (2,16 м³/ч). Начальное содержание взвешенных веществ $ВВ_n = 20$ мг/л, эмульгированных веществ $ЭВ_n = 4,5$ мг/л; требуемое конечное содержание $ВВ_k = 7$ мг/л, $ЭВ_k = 1$ мг/л.

Объем сточных вод, проходящих через сорбционный фильтр равен:

$$Q_{\phi} = Q - \Sigma Q_i,$$

где $\Sigma Q_i = \Delta Q_1, \Delta Q_2$ и ΔQ_3 - потери сточных вод соответственно в песколовке, грязежироловушке и флотаторе с удаленными осадком и пенопродуктом; потери в грязежироловушке складываются из потерь при удалении осадка и при сливе уловленных нефтепродуктов ($\Sigma Q_i = 0,08$ м³/ч).

Тогда с учетом потерь расход сточных вод равен

$$Q_{\phi} = 2,16 - 0,00195 - 0,0444 - 0,0324 = 2,08 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

В качестве сорбционной загрузки используется активированный уголь АГ-3.

Живое сечение фильтра

$$S_{\phi} = \frac{Q_{\phi}}{v_{л}},$$

где $v_{л}$ - линейная скорость движения воды в фильтре, линейная скорость не должна превышать 12 м/ч.

При $v_{л} = 10$ м/ч

$$S_{\phi} = \frac{2,08}{10} = 0,208 \text{ м}^2.$$

Диаметр фильтра

$$D_{\phi} = \sqrt{\frac{4 S_{\phi}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,208}{3,14}} = 0,51 \text{ м.}$$

Из конструкционных соображений принимаем $D_{\phi} = 0,5 \text{ м.}$

Высота загрузки выбрана на основе опытных данных: $H_{\phi} = 1,0 \text{ м.}$

Объем рабочей части фильтра (объем загрузки) составляет

$$V = \frac{\pi D_{\phi}^2}{4} H_{\phi} = \frac{3,14 \cdot 0,5^2}{4} \cdot 1,0 = 0,196 \text{ м}^3.$$

Так как насыпная плотность угля АГ-3 $\rho_n = 500 \text{ кг/м}^3$, масса угля:

$$M = V \rho_n = 0,196 \cdot 500 = 98 \text{ кг.}$$

Относительная сорбционная емкость угля АГ-3 по нефтепродуктам:

$$C_{ap} = 50 \text{ г/кг.}$$

Полная сорбционная емкость угля:

$$M_{oil} = M C_{ap} = 98 \cdot 50 = 4900 \text{ г.}$$

Объем очищаемой воды за один цикл очистки, если принять время одного цикла очистки равным одной смене, т.е. $t_{сут} = 7 \text{ ч.}$

$$V_{liq} = Q_{\phi} t_{сут} = 2,08 \cdot 7 = 14,56 \text{ м}^3.$$

Разность концентраций нефтепродуктов на входе и на выходе из фильтра

$$\Delta C_{нп} = ЭВ_n - ЭВ_k = 4,5 - 1 = 3,5 \text{ мг/л (г/м}^3\text{)}.$$

Масса нефтепродуктов, удаляемых из очищаемой воды за один цикл очистки:

$$m_{oil} = \Delta C_{нп} V_{liq} = 3,5 \cdot 14,56 = 50,96 \text{ г}$$

Число циклов очистки

$$N = \frac{M_{oil}}{m_{oil}} = \frac{4900}{50,96} \approx 96.$$

Теоретический ресурс работы фильтра

$$T = N t_{сут} = 96 \cdot 7 = 672 \text{ ч.}$$

Обычно сорбционная установка представляет собой несколько параллельно работающих секций, состоящих из 3...5 последовательно расположенных фильтров. При достижении предельного насыщения головной фильтр отключается на регенерацию, а обрабатываемая вода подается на следующий фильтр. После регенерации головной фильтр включается в схему очистки уже в качестве последней ступени.

Процесс сорбции в статических условиях осуществляется путем интенсивного перемешивания обрабатываемой сточной воды с сорбентом в течение определенного времени t и последующего отделения сорбента от воды отстаиванием, фильтрованием и т. п. (рис. 3.12). При последовательном введении новых порций сорбента в очищаемую воду можно очистить ее от загрязняющих веществ до любой концентрации.

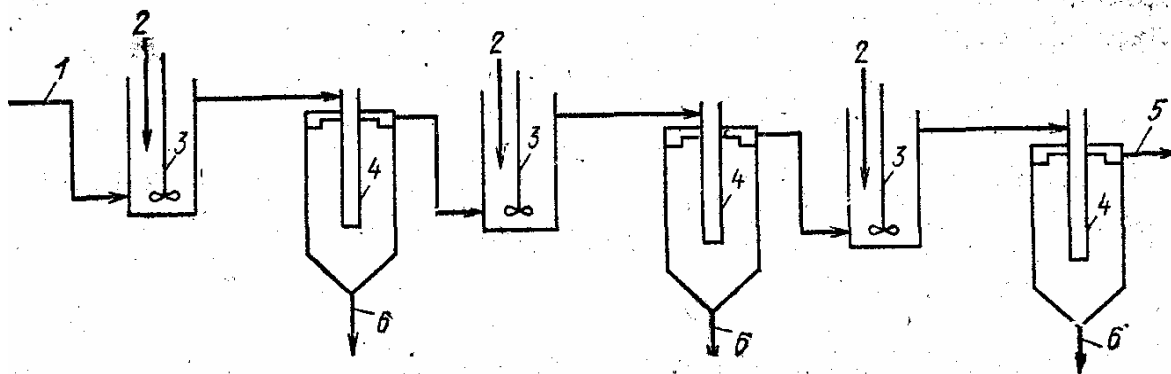


Рис. 3.12. Сорбционная установка с последовательным введением сорбента:

1, 2 — подача соответственно сточной воды и сорбента; 3 — резервуары с перемешивающим устройством; 4 — отстойники для отделения отработанного сорбента от сточной воды; 5 — выпуск обработанной сточной воды; 6 — выпуски отработанного сорбента.

В основу расчета таких адсорбционных аппаратов с перемешивающими устройствами положено балансовое уравнение

$$m a + Q C_{\text{равн}} = Q C_n,$$

где m — количество сорбента, кг; Q — количество обрабатываемых сточных вод, м³.

Решая это уравнение относительно m и учитывая зависимость

$$a = K_{\text{адс}} C_{\text{равн}},$$

можно записать:

$$m = \frac{Q(C_n - C_{\text{равн}})}{K_{\text{адс}} C_{\text{равн}}},$$

где $K_{\text{адс}}$ — константа адсорбционного равновесия.

Если процесс сорбции осуществляется по одноступенчатой схеме, то концентрация сорбата в сточной воде будет

$$C_{1к} = \frac{QC_n}{Q + K_{\text{адс}} m}.$$

Для расчета сорбционных установок необходимо иметь изотерму сорбции, знать константу адсорбции и задаться требуемой степени очистки, иначе говоря, величиной сорбата в обработанной сточной воде.

Если расчет величин C_k и m ведется для технологической схемы с последовательным введением сорбента (рис. 3.12), при двухступенчатой очистке используется, формула

$$C_{2к} = \frac{Q}{Q + K_{\text{адс}} m_2} C_{1к} = C_n \left(\frac{Q}{Q + K_{\text{адс}} m_2} \right)^2,$$

где $C_{2к}$ — концентрация сорбата после II-й ступени, кг/м³; m_2 — количество сорбента, вводимого на каждой ступени, кг.

При числе ступеней n концентрацию сорбата после очистки C_{nk} определяют по формуле

$$C_{нк} = C_n \left(\frac{Q}{Q + K_{adc} m_n} \right)^n.$$

Дозу сорбента, вводимого в каждую ступень m_n , подсчитывают, по уравнению

$$m_n = \frac{Q(\sqrt[n]{C_n / C_{нк}} - 1)}{K_{adc}}.$$

Общее количество сорбента

$$m = n m_n.$$

При проектировании сорбционных установок с противоточным введением сорбента (рис. 3.13) концентрацию вещества в обработанной сточной воде после n ступеней находят по выражению

$$C_{нк} = C_n \frac{K_{adc} m / Q - 1}{(K_{adc} m / Q)^{n+1} - 1}.$$

Расход сорбента, вводимого при использовании противоточной технологической схемы только в последнюю ступень установки, определяют из уравнения

$$\alpha m^{n+1} - \beta m - \gamma = 0,$$

где $\alpha = (K_{adc} / Q)^{n+1}$; $\beta = K_{adc} C_n / (Q C_{нк})$; $\gamma = C_n / C_{нк} - 1$.

Противоточные сорбционные установки применяются значительно шире благодаря более экономичному расходованию сорбента.

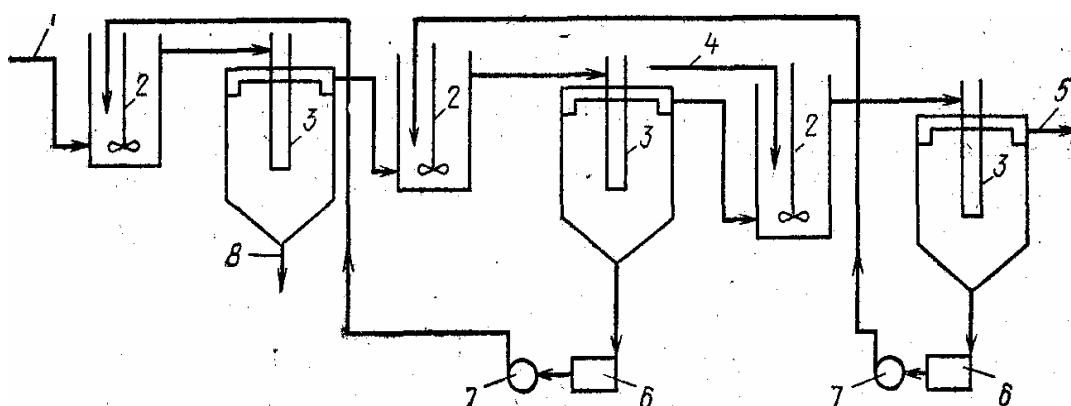


Рис. 3.13. Сорбционная установка с противоточным введением сорбента:

- 1 — подача сточной воды; 2 — резервуары с перемешивающим устройством; 3 — отстойники для отделения отработанного сорбента от сточной воды; 4 — подача сорбента; 5 — выпуск обработанной сточной воды; 6 — резервуар для сбора сорбента; 7 — насосы для перекачки сорбента; 8 — выпуск отработанного сорбента.

Аппараты с псевдооживленным слоем применяют при использовании мелкозернистого (0,25...0,3 мм) и пылевого (40 мкм) сорбента для сорбции из трудно фильтруемых сточных вод. В псевдооживленном слое частицы сорбента в меньшей степени заиливаются взвешенными веществами, содержащимися в воде. Псевдооживление слоя наступает при повышении скорости потока сточной воды, проходящей снизу вверх, до такой величины, при которой зерна расширившегося слоя начинают интенсивно и бес-

порядочно перемещаться в объеме слоя, сохраняющего постоянную для данной скорости высоту.

Скорость потока воды при псевдоожижении угольной крупки обычно составляет $7...15 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$, расширение слоя $\frac{H_{\text{сл}}}{H_0}$ не превышает примерно 1,5.

Важнейшим показателем работы установки с псевдоожиженным слоем сорбента является относительная пористость

$$\varepsilon_{\text{отн}} = 1 - \frac{W_{\text{сорб}}}{W_{\text{п.сл}}},$$

где $W_{\text{сорб}}$ — объем частиц сорбента, образующих псевдоожиженный слой; $W_{\text{п.сл}}$ — объем псевдоожиженного слоя.

В настоящее время в основном применяют цилиндрические одноярусные адсорберы (рис. 3.14), цилиндрическая часть которого имеет высоту 4 м, диаметр отстойной зоны аппарата в 1,5...2 раза превышает диаметр корпуса. В зависимости от диаметра колонны коническое днище имеет центральный угол $30...60^\circ$. Непосредственно над коническим днищем устанавливается распределительная решетка с отверстиями 5...10 мм и шагом отверстий около 10 мм, на которую загружается активированный уголь с размером частиц 0,25...1 мм и преимущественным содержанием фракции 0,5...0,75 мм. Высота неподвижного слоя угля составляет 2,5...2,7 м.

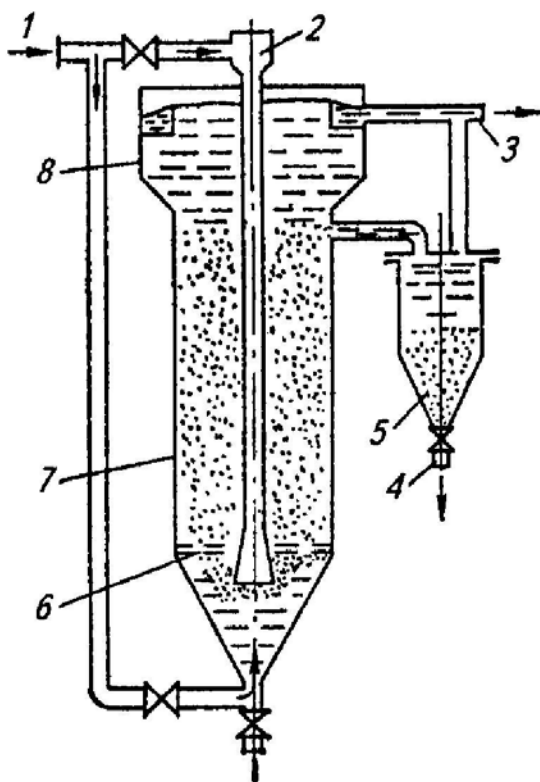


Рис. 3.14. Цилиндрический одноярусный адсорбер:

1 — подача сточной воды; 2 — подвод сорбента; 3 — вывод очищенной воды; 4 — вывод угольной суспензии; 5 — сборник отработанного сорбента; 6 — решетка; 7 — корпус; 8 — отстойная зона.

В нижнюю часть аппарата через центральную трубу либо через боковой патрубков, подсоединенный к конусному днищу, поступает сточная вода со скоростью, обеспечивающей относительное расширение слоя 1,5...1,6. Сорбент в виде 5...20 %-ной суспензии поступает в верхнюю расширенную часть центральной трубы, где сточная вода смешивается с углем. Образовавшаяся суспензия поступает через диффузор под решетку, продавливается через ее отверстия и задерживается в нижней части псевдоожиженного слоя угля, который находится в колонне. Обработанная сточная вода отводится в верхний кольцевой желоб.

Сорбционная очистка может быть регенеративной, когда извлеченные вещества утилизируются, или деструктивной, когда извлеченные вещества уничтожаются. В зависимости от назначения сорбционной очистки применяются различные методы регенерации сорбента или его уничтожения.

Для извлечения сорбированных веществ могут быть использованы экстрагирование органическим растворителем, изменение степени диссоциации слабого электролита в равновесном растворе, отгонка адсорбированного вещества с водяным паром, испарение адсорбированного вещества током инертного газообразного теплоносителя. В отдельных случаях осуществляют химические превращения сорбированных веществ с последующей десорбцией. При деструктивной очистке обычно применяют термические или окислительные методы. При применении термического метода следует учитывать потери сорбента (5...10 %).

При массоотдаче в системах жидкость — твердое тело скорость процесса определяется внутренней диффузией, если $Bi \gg 1$, и внешней диффузией, если $Bi \ll 1$:

$$Bi = \frac{\beta_y r_q}{D_{вн}},$$

где β_y — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе; r_q — радиус частиц сорбента; $D_{вн}$ — эффективный коэффициент внутренней диффузии ($D_{вн} \approx \varepsilon_m D_m$; ε_m — пористость материала; D_m — коэффициент молекулярной диффузии распределяемого компонента).

Для расчета коэффициентов массоотдачи $\beta_{y,об}$ (в с^{-1}) во внешнелдиффузионной области в аппаратах с неподвижным плотным слоем сорбента можно использовать следующие выражения:

$$Nu'_{об} = 4,102 Re^{0,714} (Pr')^{0,333}, \quad (0,2 \leq Re < 1);$$

$$Nu'_{об} = 4,121 Re^{0,478} (Pr')^{0,333}, \quad (1 \leq Re < 4).$$

где $Nu'_{об} = \frac{\beta_{y,об} d_э}{D_m}$; $Re = \frac{u d_э}{\nu}$; $Pr' = \frac{\nu}{D_m}$ ($d_э = d_c \Phi$; $d_э$ — эквивалентный диаметр; u — скорость жидкости, рассчитанная на полное сечение аппарата; ν — кинематическая вязкость жидкости; d_c — средний размер частиц; Φ — фактор формы).

Фактор формы Φ устанавливает связь между эквивалентным диаметром $d_э$ и средним размером частиц сорбента d_c данной фракции ($\Phi \approx 0,63 \div 0,95$).

Для аппаратов с псевдооживленным слоем коэффициенты массоотдачи можно определить по формулам

$$Nu'_{об} = 0,81 Re_{nc}^{0,50} (Pr')^{0,33} \frac{1}{\varepsilon}, \quad \text{при} \quad (5 < Re < 50);$$

$$Nu'_{об} = 0,60 Re_{nc}^{0,57} (Pr')^{0,33} \frac{1}{\varepsilon}, \quad \text{при} \quad (50 < Re < 2000),$$

где $Re_{nc} = \frac{u_{nc} d_p}{\nu}$; $(0,6 < Pr' < 2000)$; $(0,43 < \varepsilon < 0,75)$, u_{nc} — рабочая скорость псевдооживления.

Многоступенчатые аппараты рассчитывают, исходя из определения числа тарелок колонных массообменных аппаратов (например, способом построения «кинетической кривой» на диаграмме $y-x$).

Сорбция в статических условиях осуществляется при перемешивании сточной воды с сорбентом в течение определенного времени τ их контакта. Это время определяет необходимый объем аппарата с мешалкой для сорбции при заданном расходе сточной воды на обработку.

Основу расчета τ при статической сорбции составляет интегральное кинетическое уравнение для концентрации y примеси в растворе (сточной воде).

Ионный обмен, или **ионообменная сорбция** — процесс обмена между ионами, находящимися в растворе, и ионами, присутствующими на поверхности твердой фазы — ионита.

Ионный обмен является одним из основных способов умягчения, опреснения и обессоливания вод, а также способом рекуперации растворенных ионных компонентов. Очистка производственных сточных вод методом ионного обмена позволяет извлекать и утилизировать ценные примеси (соединения мышьяка, фосфора, а также хром, цинк, свинец, медь, ртуть и другие металлы), ПАВ и радиоактивные вещества, очищать сточную воду до предельно допустимых концентраций с последующим ее использованием в технологических процессах или в системах оборотного водоснабжения.

По знаку заряда обменивающихся ионов иониты делят на катиониты и аниониты, проявляющие соответственно кислотные и основные свойства. Иониты подразделяются на природные и искусственные, или синтетические. Практическое значение имеют неорганические природные и искусственные алюмосиликаты, гидроокиси и соли многовалентных металлов; применяются также иониты, полученные химической обработкой угля, целлюлозы и лигнина. Однако ведущая роль принадлежит синтетическим органическим ионитам — ионообменным смолам.

Важнейшим свойством ионитов является их поглотительная способность, так называемая обменная емкость.

Полная емкость ионита — количество находящихся в сточной воде грамм-эквивалентов ионов, которое может поглотить 1 м³ ионита до полного насыщения. *Рабочая емкость ионита* — количество находящихся в воде грамм-эквивалентов ионов, которое может поглотить 1 м³ ионита до начала проскока в фильтрат поглощаемых ионов.

При соприкосновении ионитов с водой происходит их набухание вследствие осмотических явлений; объем ионитов обычно увеличивается в 1,2...2 раза. На кинетику ионного обмена влияют также величина температуры, концентрация ионов и др.

Характерной особенностью ионитов является их обратимость, т.е. возможность проведения реакции в обратном направлении, что и лежит в основе их регенерации.

В качестве примера на рис. 3.15 приведена технологическая схема ионообменной очистки сточных вод производства хлоранилина от смесей анилина с хлоранилином.

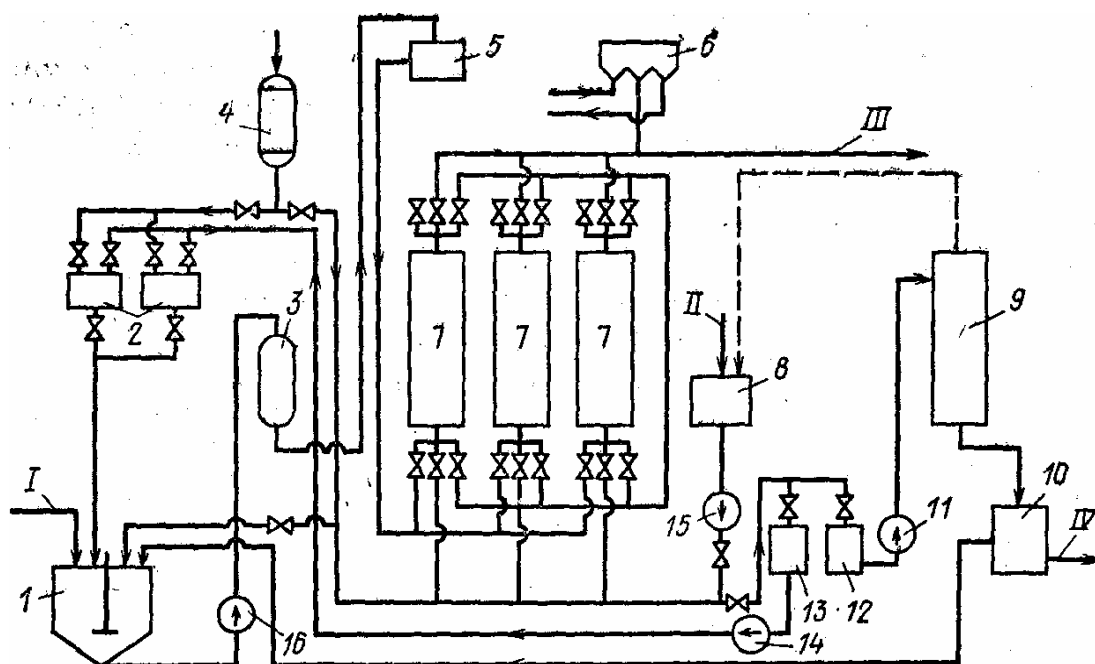


Рис. 3.15. Схема ионообменной очистки сточных вод производства хлоранилина: I, II — подача соответственно сточной и свежей воды; III, IV — выпуск соответственно обработанной сточной воды и продукта; 1 — резервуар сточной воды; 2, 8 — мерники; 3 — фильтр; 4, 13 — емкости для соляной кислоты; 5 — емкость для известкового молока; 6 — дозатор; 7 — ионообменные колонны; 9 — ректификационная колонна; 10 — отстойник-разделитель; 11, 14, 15, 16 — насосы; 12 — приемник.

Необработанная сточная вода поступает в резервуар, куда дозируется из мерников 2 соляная кислота для снижения $pH \leq 4...4,5$. Подкисленная сточная вода насосом 16 подается на фильтр, где отделяется от выпавших при подкислении взвешенных веществ. Фильтрат поступает в блок последовательно расположенных ионообменных колонн 7 с общей высотой слоя катионита не менее 3 м; скорость фильтрования около $2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Обычно две колонны работают в режиме ионного обмена, а одна регенерируется.

Регенерационный аммиачно-метанольный раствор насосом 15 из мерника 8 подается в регенерируемую колонну снизу вверх. Подогретая до $35...40^\circ\text{C}$ вода для промывки отрегенированной колонны поступает в нее через тот же мерник. Из колонны отработанный регенерационный раствор выпускается в приемник 12, откуда насосом 11 подается в ректификационную колонну 9 для отгонки метанола и аммиака. Кубовый остаток из этой колонны направляется в отстойник—разделитель фаз 10; водный слой направляется в сборник 1, а слой сырых аминов на разгонку и утилизацию.

После регенерации водно-метанольным раствором аммиака катионит для перевода в водородную форму промывают $8...10\%$ -ным раствором соляной кислоты, поступающим из емкости 4. Кислота, вытекающая из колонны, собирается в емкость 13 и насосом 14 подается в мерники 2 для регулирования pH сточной воды. Туда же направляются промывные воды. Обработанная сточная вода имеет слабокислую реакцию и

должна перед сбросом нейтрализоваться известковым раствором.

Процессы ионообменной очистки сточных вод осуществляются в аппаратах периодического действия - фильтрах (рис.3.11) или непрерывного действия (рис.3.16).

Аппарат непрерывного действия состоит из ионообменной емкости, выполненной в виде усеченного конуса. Внутри этого конуса находится второй усеченный конус, где происходят процессы регенерации и отмывки. Сточная вода подается в колонну через трубу с коническими насадками. Пройдя через псевдоожиженный слой ионита, обработанная вода выходит из верхней части колонны. Отработанный ионит осаждается в нижней части колонны, откуда через трубчатое устройство с помощью эрлифта или эжектора подается в верхнюю часть колонны. Во внутреннем полем усеченном конусе скорость движения потока воды уменьшают с помощью регулятора, что способствует вовлечению отработанного ионита в этот конус и последующему осаждению его в нижней части ионообменной колонны. Регенерационный раствор подается в нижнюю часть внутреннего усеченного конуса, а отводится из верхней части. Регенерированный ионит, продолжая опускаться навстречу восходящему потоку воды, промывается и переходит в рабочую зону колонны. Аппарат прост в конструктивном исполнении и эффективен в работе.

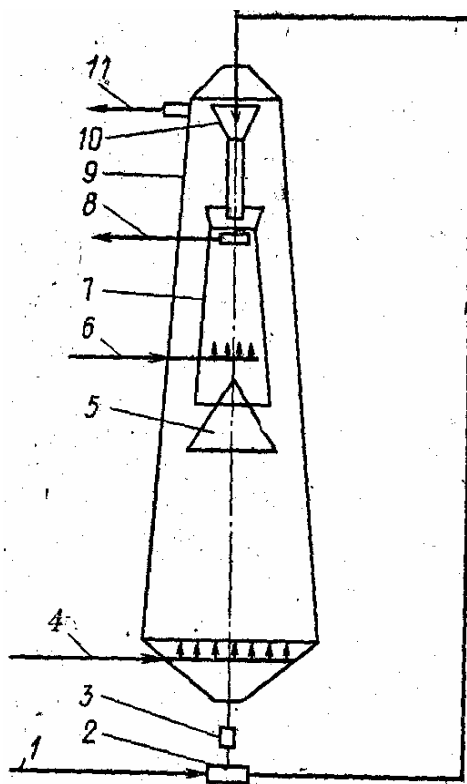


Рис. 3.16. Ионообменный аппарат непрерывного действия:

1 — подача воды; 2, 3 — устройство соответственно для транспортирования и отбора ионита; 4 — подача сточной воды; 5 — регулятор скорости движения потока воды в регенераторе; 6 — подача регенерационного раствора; 7 — внутренний корпус для регенерации ионита; 8 — отвод послерегенерационного раствора; 9 — ионообменная колонна; 10 — воронка для приема отработанного ионита; 11 — выпуск обработанной сточной воды.

При очистке сточных вод, загрязненных взвешенными веществами, применяют ионообменные колонны с псевдоожиженным слоем ионита (рис.3.14). Для определения основных параметров такой установки подсчитывают суммарную площадь сечения ионообменных колонн $S_{\text{общ}}$, м², по расходу сточных вод Q , м³/ч, и оптимальной скорости фильтрования через псевдоожиженный слой ионита $v_{\text{опт}}$, м³/(м²·ч)

$$S_{\text{общ}} = Q / v_{\text{опт}}.$$

Общее количество ионов, которое должно быть задержано в ионообменной колонне за 1 ч, зависит от их начальной C_n и конечной C_k концентраций, кг-экв/м³, и равно $Q(C_n - C_k)$. Для поглощения этого количества ионов необходимо подать определенное количество воздушно-сухого ионита с динамической емкостью E_d , кг-экв/т:

$$M_q = Q(C_n - C_k) / E_d,$$

где M_q — требуемое количество воздушно-сухого ионита, т/ч.

Если продолжительность рабочего цикла ионообменных колонн между двумя регенерациями равна t , ч, то общая их загрузка $M_{\text{общ}}$, т,

$$M_{\text{общ}} = M_q t.$$

Объем загрузки ионообменных колонн V_1 , м³, до образования псевдоожиженного слоя

$$V_1 = M_{\text{общ}} / d_n,$$

где d_n — насыпная плотность ионита, т/м³.

Поскольку суммарная площадь ионообменных колонн определяется оптимальной скоростью фильтрования, то высота набухшего слоя ионита H_1 , м, до псевдоожижения составит

$$H_1 = V_1 / S_{\text{общ}}.$$

Так как оптимальное отношение высоты псевдоожиженного слоя к высоте неподвижного слоя $H_2/H_1 = 1,5$, то величину H_2 , м, определяют по формуле

$$H_2 = 1,5V_1 / S_{\text{общ}}.$$

Если задаться диаметром ионообменной колонны D_k , то число колонн

$$n_k = \frac{4S_{\text{общ}}}{\pi D_k^2}.$$

Далее подсчитываем объем регенерационных растворов и емкостей для них.

Пример 3.5. Необходимо рассчитать ионообменную установку непрерывного действия с псевдоожиженным слоем ионита для удаления ионов натрия из раствора, содержащего хлорид натрия, если производительность по исходному раствору $V = 10$ м³/ч; исходная концентрация раствора $C_n = 4,35$ моль экв/м³ (0,1 кг/м³); концентрация очищенного раствора составляет 5 % от исходной; температура в аппарате $t = 20$ °С; марка катионита КУ-2; регенерация проводится в плотном, движущемся под действием силы тяжести слое ионита 1 н. раствором HCl.

Параметры катионита КУ-2: полная обменная емкость $X_0 = 4,75$ ммоль-экв/г; удельный объем $v_0 = 3,0$ см³/г; средний диаметр гранулы $d = 0,9$ мм; насыпная плотность $\rho_{\text{нас}} = 800$ кг/м³.

Уравнение изотермы сорбции

$$X^* = \frac{1,32 C_k}{1 + 2 C_k}.$$

Фиктивную скорость жидкости в псевдооживленном слое находят из уравнения, связывающего критерии Re, Ar с порозностью слоя ε :

$$Re = \frac{Ar \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar \varepsilon^{4,75}}}.$$

Высота псевдооживленного слоя в 1,5...2 раза превышает высоту неподвижного слоя. С учетом этого, принимая порозность неподвижного слоя $\varepsilon_0 = 0,4$, принимаем порозность слоя в этом интервале $\varepsilon = 0,65$.

Плотность частицы набухшего катионита

$$\rho_x = \rho_{\text{нас}} / (1 - \varepsilon_0) = 800 / (1 - 0,4) = 1333,3 \text{ кг/м}^3.$$

Критерий Архимеда:

$$Ar = d^3 \rho_y (\rho_x - \rho_y) g / \mu^2 = (0,9 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 1000 (1333,3 - 1000) 9,81 / (10^{-3})^2 = 2384.$$

Из уравнения (2.8) находим критерий Re:

$$Re = \frac{2384 \cdot 0,65^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{2384 \cdot 0,65^{4,75}}} = 10,73.$$

Скорость жидкости

$$v = \frac{Re \mu_y}{d \rho_y} = \frac{10,73 \cdot 10^{-3}}{0,9 \cdot 10^{-3} \cdot 1000} = 0,012 \text{ м/с}.$$

Диаметр аппарата

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 v}} = \sqrt{\frac{10}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,012}} = 0,54 \text{ м}.$$

Принимаем $D = 0,6 \text{ м}$.

Минимальный расход сорбента находим из условия равновесия твердой фазы с раствором, покидающим аппарат:

$$G_{x \min} \frac{V(C_n - C_k)}{X^*(C_k)} = \frac{10(0,1 - 0,005)}{0,0065} = 146,2 \text{ кг/ч}.$$

где $X^*(C_k) = 1,32 \cdot 0,005 / (1 + 2 \cdot 0,005) = 0,0065 \text{ кг/кг}$.

Рабочий расход сорбента, по опытным данным, в 1,1...1,3 раза превышает минимальный. Приняв соотношение рабочего и минимального расходов равным 1,2, получим рабочий расход катионита:

$$G_x = 1,2 G_{x \min} = 1,2 \cdot 146,2 = 175,4 \text{ кг/ч}.$$

Процесс регенерации ионитов состоит из трех стадий: взрыхления ионита, собственно регенерации и отмывки ионита от продуктов регенерации и избытка регенерирующего вещества. Объем промывных вод обычно составляет 75...100 % объема регенерационных растворов.

3.6. Установки для электрохимической очистки сточных вод.

Устройства, в которых проводят те или иные процессы электрохимического воздействия на водные растворы, имеют общее название — электролизеры. Общая принципиальная схема таких устройств представлена на рис. 3.17.

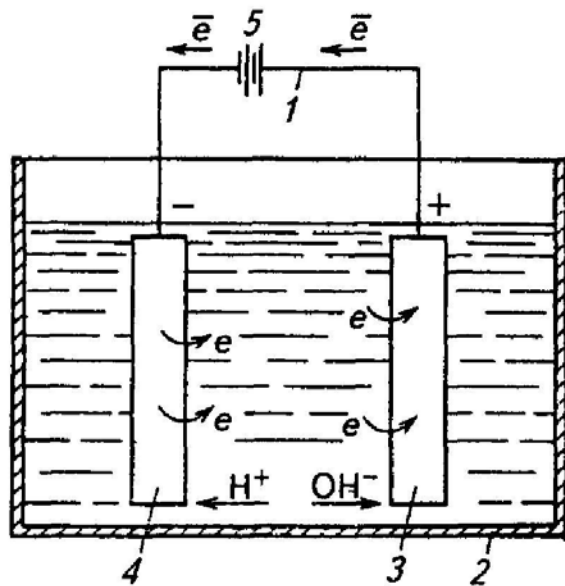


Рис. 3.17. Схема электролизера:
1 — внешняя цепь; 2 — емкость; 3 — анод; 4 — катод; 5 — источник питания.

Вода поступает в емкость 2, в которую погружены два электрода 3, 4, соединенные с источником тока 5. Под действием электрического поля положительно заряженные ионы мигрируют к отрицательному электроду — катоду, а отрицательно заряженные ионы — к положительному электроду — аноду. На электродах происходит переход электронов. Катод отдает электроны в раствор, и в приэлектродном пространстве происходят процессы, связанные с присоединением электронов к реагирующим частицам — восстановление. В прианодном пространстве протекают процессы переноса электронов от реагирующих частиц к электроду — окисление.

Иногда схему усложняют, разделяя полупроницаемой перегородкой (диафрагмой или ионообменной мембраной) катодное и анодное пространства. Тогда поступающая на обработку вода либо последовательно проходит каждую из двух образовавшихся камер, либо циркулирует в одной из них.

В зависимости от природы процессов, протекающих в таких аппаратах и обеспечивающих извлечение или обезвреживание загрязняющих компонентов, электролизеры разделяют на следующие типы: электрокоагуляторы, электрофлотаторы, электролизеры для проведения реакций окисления и восстановления и электродиализаторы.

Электрохимические коагуляторы. Коагуляция вод, содержащих мелкодисперсные и коллоидные частицы, может происходить при пропуске сточных вод через электролизер с анодом, изготовленным из алюминия или железа. Металл анода под действием постоянного тока ионизируется и переходит в сточную воду, частицы загрязнений которой коагулируются образовавшимися труднорастворимыми гидроксидами алюминия или железа.

Метод электрохимического коагулирования может быть применен для обработки сточных вод, содержащих эмульгированные частицы масел, жиров и нефтепродуктов, хроматы, фосфаты. Компактность установок, отсутствие реагентного и складского хозяйства, простота обслуживания являются несомненным достоинством метода электро-

химической коагуляции. Однако значительные расходы электроэнергии и металла, являющиеся следствием образования окисной пленки на поверхности электродов, их механического загрязнения примесями сточных вод, а также нагревания обрабатываемой сточной воды, ограничивают область применения этого метода.

На рис. 3.18 приведена схема электрокоагуляционной установки по очистке производственных сточных вод, содержащих нефтепродукты и взвешенные вещества в концентрации соответственно 0,3...7,5 и 0,5...8 г/л.

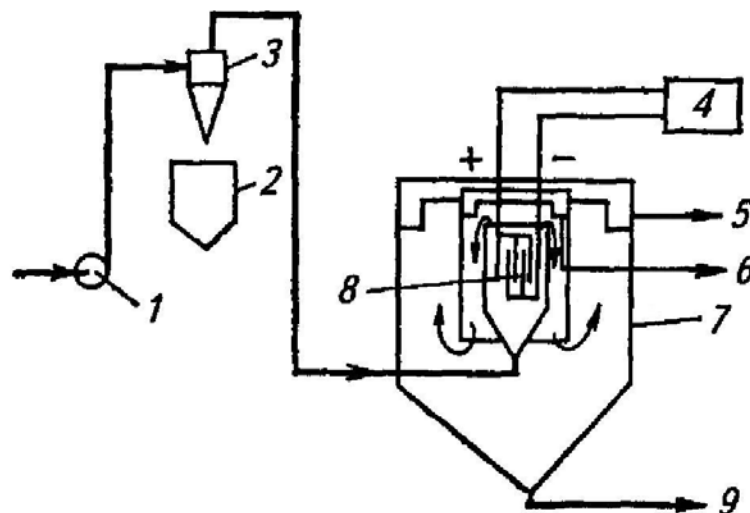


Рис. 3.18. Электрокоагуляционная установка:

1 – насос; 2 – бункер для осадка; 3 – гидроциклон; 4 – выпрямитель; 5 – выпуск очищенной воды; 6 – уловленные нефтепродукты; 7 – вертикальный отстойник; 8 – электродный блок; 9 – выгрузка осадка.

При электрокоагуляции в резервуаре (электрокоагуляторе) через систему плоских стальных электродов, установленных на расстоянии 10 мм друг от друга, пропускается постоянный ток плотностью 0,6 А/дм² под напряжением 10...18 В. При продолжительности контакта сточных вод в электрическом поле 15...30 с и пропускной способности 1,5...3 м³/ч на 1 м² площади поверхности электродов одного полюса эффективность очистки достигает 99 %. Положительные результаты получены также при обработке сточных вод цеха гальванопокрытий, где расход электроэнергии на 1 м³ обрабатываемой сточной воды составляет 0,4...0,5 кВт·ч.

Электрофлотационные установки. Сущность электрофлотационного способа очистки сточных вод заключается в переносе загрязняющих частиц из жидкости на ее поверхность с помощью пузырьков газа, образующихся при электролизе сточной воды. В процессе электролиза сточной воды на катоде выделяется водород, а на аноде — кислород. Основную роль в процессе флотации частиц играют пузырьки, выделяющиеся на катоде. Размер пузырьков, отрывающихся от поверхности электрода, зависит от величины краевого угла смачивания, кривизны поверхности электрода, а также его конструкции.

При применении растворимых электродов (железных или алюминиевых) на аноде происходит анодное растворение металла, в результате чего в воду переходят катионы

железа или алюминия, приводящие к образованию хлопьев гидроокисей. Одновременное образование хлопьев коагулянта и пузырьков газа обеспечивает эффективность флотационного процесса. Такие установки называются электрокоагуляционно-флотационными. При пропускной способности до 10...15 м³/ч установки могут быть однокамерными, а при большей пропускной способности — двухкамерными горизонтального или вертикального типа.

Расчет установок для электрофлотации или электрофлотокоагуляции сводится к определению общего объема V_y установки, объемов электродного отделения V_a и камеры флотации V_{ϕ} , м³, следовательно,

$$V_y = V_a + V_{\phi}.$$

Объем электродного отделения определяется из возможности размещения в нем необходимой электродной системы. Так, при расчете горизонтальной установки (рис. 3.19) ширина секции B принимается в зависимости от производительности Q : если $Q < 90$ м³/ч, то $B = 2$ м, если $Q = 90 \dots 180$ м³/ч, то $B = 2,5 \dots 3$ м.

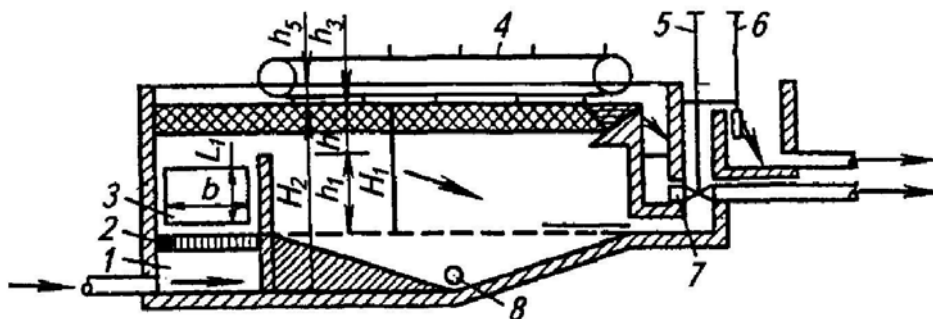


Рис. 3.19. Горизонтальный электрофлотатор:

1 — впускная камера; 2 — решетка-успокоитель; 3 — электродная система; 4 — скребки для сгребания пены; 5 — пеносборник; 6, 7 — отвод соответственно обработанной сточной воды и шлама; 8 — отвод осадка

Число пластин электродов n_3 , размещаемых в установке,

$$n_3 = (B - 2a_1 + a_2)/(\delta + a_2),$$

где a_1 — величина зазора между крайними пластинами и стенками камеры, равная 100 мм; a_2 — величина зазора между пластинами, равная 15...20 мм; δ — толщина пластин, равная 6...10 мм.

Тогда необходимая площадь пластин электродов f_3 , м², будет

$$f_3 = f_{a,3}/(n_3 - 1),$$

где $f_{a,3}$ — активная поверхность электродов, м², определяемая по формуле

$$f_{a,3} = E Q / i,$$

здесь E — удельное количество электричества, А·ч/м³; Q — расчетный расход сточных вод, м³/ч; i — плотность тока на электродах, А/м².

Определив f_3 и назначив высоту пластин $h_3 = 1 \dots 1,5$ м, найдем их длину $l_3 = f_3/h_3$, а затем подсчитаем длину электродной камеры

$$L_3 = l_3 + 2a_1.$$

Тогда объем электродной камеры, м³, составит:

$$W_3 = B H_3 L_3,$$

где H_3 — рабочая высота электродной камеры, м, равная:

$$H_3 = h_1 + h_2 + h_3 ,$$

здесь h_1 — высота осветленного слоя, равная 1...1,5 м; h_2 — высота защитного слоя, равная 0,3...0,5 м; h_3 — высота слоя шлама, равная 0,4...0,5 м.

Объем флотационной камеры

$$V_{\phi} = Q t_{\phi} ,$$

где t_{ϕ} — продолжительность флотации, определяемая экспериментально и принимаемая обычно равной 0,3...0,75 ч.

Длину L_{ϕ} и высоту H_{ϕ} флотационной камеры подсчитывают исходя из ее объема V_{ϕ} и ширины B .

При осуществлении процесса электрофлотокоагуляции необходимо определить количество металла электродов, переходящее в раствор, а также срок службы электродной системы:

$$m_3 = k_T \Theta E ,$$

где m_3 — количество металла, переходящего в 1 м³ раствора, г; k_T — коэффициент выхода по току, равный 0,5...0,95 (определяется экспериментально); Θ — электрохимический эквивалент, г/(А·ч), равный для Fe²⁺, Fe³⁺, Al³⁺ соответственно 1,042; 0,695 и 0,336.

Срок службы электродной системы T , сут,

$$T = M \cdot 1000 / (m_3 / Q_{\text{сут}}) ,$$

где M — количество металла электродов, которое растворяется при электролизе, кг:

$$M = \rho k_3 f_3 \delta n_3 ,$$

здесь ρ — плотность металла электродов, кг/м³; k_3 — коэффициент использования материала электродов, равный 0,8...0,9; $Q_{\text{сут}}$ — суточный расход сточных вод, м³/сут.

Пример 3.6. Исходные данные: производительность электрофлотационного аппарата $Q = 15$ м³/ч; время электрофлотации $t = 0,6$ ч; электрофлотационный аппарат должен работать по схеме "электрокоагуляция - флотация" с одинаковым временем пребывания сточных вод на каждой стадии; концентрация алюминия (максимальная), добавляемая в нефтесодержащие сточные воды — 20 мг/л.

1. Рабочий объем электрофлотационного аппарата

$$V = Q t = 15 \cdot 0,6 = 9,0 \text{ м}^3 .$$

2. Объем камеры электрокоагуляции и флотокамеры.

Сточные воды должны пребывать одинаковое время на стадиях электрокоагуляции и флотации, поэтому

$$V_1 = V_2 = V/2 = 4,5 \text{ м}^3 ,$$

где V_1 - объем камеры электрокоагуляции; V_2 - объем флотокамеры.

3. Глубина камеры электрокоагуляции и камеры флотации выбирается с учетом проведенных испытаний пилотной электрофлотационной установки. При этом была рекомендована глубина камер электрокоагуляции и флотации в пределах 1,4...1,45 м ($h_{\text{ср}} = 1,425$ м).

4. Площадь поперечного сечения камер электрокоагуляции и флотации

$$S_1 = S_2 = V / (2 \cdot h_{\text{ср}}) = 9,0 / (2 \cdot 1,425) = 3,16 \text{ м}^2 .$$

5. Соотношение длины (a) и ширины (b) камер электрокоагуляции и флотации выбирается как 2:1.

Тогда

$$S_1 = a \cdot b = 2 b^2 = 3,16 \text{ м}^2 ,$$

где $b = 1,26$ м, $a = 2,52$ м.

6. Один пакет электродов включает n_1 электродов размером $a(b - 0,2)$ м, причем электрическое подключение к пакету электродов - биполярное. Толщина пакета электродов d , как показывают экспериментальные исследования, должна составлять примерно 250 мм. Расстояние между электродами δ , в качестве которых могут быть применены дюралюминий или сталь Ст. 3, составляет около 20...22 мм в зависимости от толщины электродов d_1 ($d_1 = 3$ мм). Таким образом число электродов в пакете:

$$n_1 = \frac{d}{\delta + d_1} = \frac{250}{22 + 3} = 10;$$

число пакетов электродов:

$$N = b/d = 1260/250 = 5;$$

общее количество анодных электродных пластин

$$n_a = n_1 \cdot N = 10 \cdot 5 = 50.$$

7 Продолжительность работы τ (сут) анодных электродных пластин может быть определена с помощью соотношения

$$\tau = (n_a \rho S_{ан} d_1) / (Q D_{Al(Fe)}),$$

где $S_{ан} = a(b - 0,2)$ - рабочая поверхность анодов; ρ - плотность материала анодов; Q - производительность электрофлотационной установки; $D_{Al(Fe)}$ - доза алюминия (железа).

$$\tau = (50 \cdot 2,7 \cdot 10^3 \cdot 2,52 \cdot 1,06 \cdot 3 \cdot 10^{-3}) / (15 \cdot 24 \cdot 20 \cdot 10^3) = 105 \text{ сут.}$$

8. Сила тока, необходимая для поддержания концентрации алюминия в пределах до 20 мг/л:

$$I = (F n D_{Al} Q) / (\eta A \tau_э),$$

где I - сила тока, А; F - постоянная Фарадея (96500 Кл); n - валентность, ($n = 3$); η - выход металла по току ($\eta = 120$); A - атомный вес металла ($A = 27$); $\tau_э$ - время электрообработки ($\tau_э = 24$ ч).

$$I = (96500 \cdot 3 \cdot 20 \cdot 10^{-3} \cdot 15 \cdot 3600 \cdot 24) / (120 \cdot 27 \cdot 24 \cdot 3600) = 26,81 \text{ А.}$$

9. Плотность тока в камере электрокоагуляции

$$j = I/S_{ан} = 26,81 / (2,52 \cdot 1,04) = 10,04 \text{ А/м}^2.$$

10. В камере флотации графитовый анод располагается на днище аппарата, а сетчатый катод - на расстоянии 20...40 мм от анода. Режим электрофлотации, как показывают эксперименты по очистке нефтесодержащих сточных вод, в большинстве случаев следующий: плотность тока 10...20 мА/см² (100...200 А/м²); время электрофлотации $\tau_{эф} = 0,6/2 = 0,3$ ч.

Установки для извлечения металлов. Использованию электролиза для извлечения металлов из разбавленных растворов препятствует низкая удельная производительность электролизеров, особенно с плоскими электродами, по сравнению с такими процессами очистки металлов, как цементация или химическое выделение.

Для увеличения интенсивности процессов электроизвлечения металлов из сильно разбавленных по ионам металла растворов используют объемные электроды. Принцип работы электролизеров с такими электродами заключается в том, что подвергаемый обработке раствор пропускают через каналы в теле объемного электрода, потенциал которого поддерживают на уровне, обеспечивающем протекание процесса извлечения с максимально возможной скоростью, т. е. при предельной силе диффузионного тока.

Электрохимические установки позволяют решать задачи, связанные с концентрированием солей металлов, содержащихся в сточных водах, и возвратом концентрированных растворов для повторного использования. Принцип действия такой установки поясняется схемой, представленной на рис. 3.20. Электролиз сточной воды проводят в аппарате, разделенном диафрагмой или ионообменной мембраной на две камеры — 1 и

2. В каждой камере установлены пластинчатые электроды. В процессе обработки воды периодически изменяют направление тока, с тем чтобы изменялась полярность электродов в камерах 1 и 2.

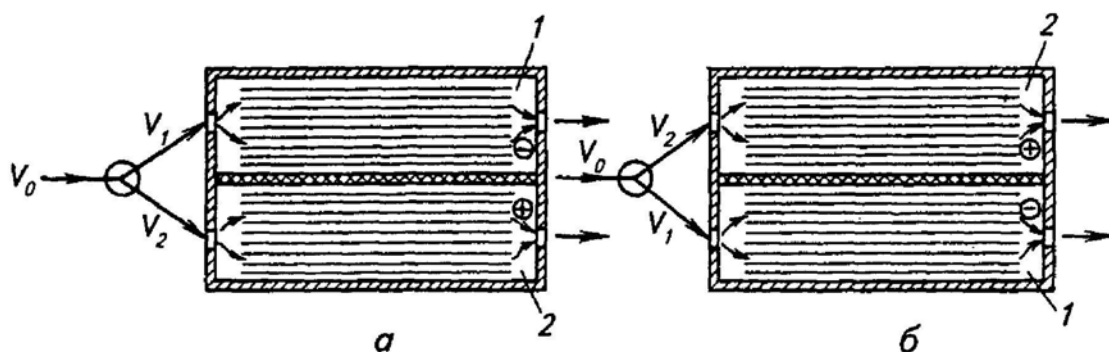


Рис. 3.20. Установка для концентрирования растворов солей металлов:
а — в камере 1 выделяется металл на электродах, в камере 2 происходит растворение металла; *б* — в камере 1 растворяется металл, в камере 2 выделяется металл на электродах; V — поток сточной воды; V_1 , V_2 — сточная вода, направляемая в катодную и анодную камеры электролизера соответственно.

Сточная вода, направляемая на очистку, разделяется на два потока. Один поток — большая часть сточной воды — направляется в камеру 1, в которой электроды работают в режиме катода (рис. 3.20, *а*), и происходит разряд ионов металла с образованием осадка. Очищенная вода в этом случае выходит из камеры 1. Второй поток — меньшая часть сточной воды — поступает в камеру 2, где на аноде происходит растворение металла, осажденного в предыдущем цикле его работы как катода (рис. 3.20, *б*). При смене полярности электродов одновременно перераспределяют и потоки воды. Таким образом, например, удастся повысить содержание сернокислых солей меди в промывочных водах с 0,8 г/л до нескольких десятков и вернуть раствор солей на повторное использование.

Природа материала электродов, а во многих случаях и подготовка их оказывают большое влияние на направление и ход реакций при очистке воды от загрязнителей.

Аноды можно изготавливать из металлов, которые устойчивы в водных растворах при потенциалах выделения кислорода. В кислых растворах эти потенциалы выше + 1,23 В, а в щелочных выше + 0,4 В. В этой области потенциалов устойчивы металлы платиновой группы, графит, а также оксиды некоторых металлов. Металлы платиновой группы не применяют так как они дорого стоят. Удовлетворяют перечисленным требованиям некоторые модификации графита. Недостатком графитовых электродов является их медленное разрушение вследствие постепенного окисления графитовой поверхности до диоксида и оксида углерода. Скорость разрушения анодов из графита определяется пористостью графита. Для устранения отрицательного влияния пор аноды пропитывают различными материалами, уменьшающими смачиваемость поверхности и препятствующими попаданию электролита в поры.

Высокую электропроводность и достаточную химическую стойкость электродов в щелочных средах обеспечивают оксиды таких металлов, как медь, никель, кобальт, железо. Так, в процессах очистки воды часто используют магнетит $FeO \cdot Fe_2O_3$.

К катодным материалам предъявляют менее жесткие требования в отношении их коррозионной устойчивости, чем к анодным материалам. Выбор катодного материала зависит от назначения и условий проведения очистки; основным показателем, служащим для его выбора — является величина перенапряжения при выделении водорода.

По величине перенапряжения электродные материалы разделяются на две группы: с низким (железо, никель и др.) и высоким (графит, цинк и др.) перенапряжением. Для процессов очистки воды, в которых определяющую роль играет анодный процесс (деструктивные методы), а катодный процесс в большинстве случаев имеет второстепенное значение, в качестве катодного материала выбирают металлы из первой группы, руководствуясь энергетическими затратами.

Для процессов обработки воды, в которых катодная реакция обеспечивает удаление загрязнителей (выделение металлов, перевод вещества в менее токсичное соединение и др.), целесообразно использовать электроды с высоким перенапряжением при выделении водорода, что позволяет облегчить протекание таких реакций.

При расчете электролизеров определяют полезный объем электролизера, поверхность электродов и нагрузку по току, расход энергии на обработку воды. Для расчета исходными данными являются: расход сточной воды, общее содержание минеральных солей и загрязняющих компонентов в ней, время обработки воды. Объем электролизера определяют из выражения

$$V = Qt,$$

где Q — расход сточной воды, m^3/c ; t — время обработки, с.

Нагрузку по току находят ориентировочно из выражения

$$I = \frac{qC_0B_TQ}{t},$$

где q — теоретическое количество электричества, необходимое для обезвреживания или очистки загрязнителя и определяемое по закону Фарадея; C_0 — начальная концентрация загрязнителя; B_T — коэффициент полезного использования электроэнергии — выход по току, доли единицы.

Общая поверхность электродов

$$S = \frac{V}{2d},$$

где d — расстояние между электродами, м.

Часто из предварительных экспериментов известны коэффициент полезного использования энергии B_T (выход по току), а также оптимальные значения удельной силы тока, приходящейся на единицу поверхности электрода (плотность тока). В этом случае размеры электродов анода и катода могут быть определены из выражения

$$S = \frac{I}{j},$$

где I — общая нагрузка по току, А; j — плотность тока, А/м².

При извлечении металлов, а также в том случае, когда загрязняющий компонент претерпевает изменения исключительно в результате электродной реакции и скорость

процесса лимитируется доставкой разряжающихся частиц к электроду, поверхность электрода можно определить из выражения

$$S_{\kappa} = \frac{m_v}{K_m} \ln \left(\frac{C_n}{C_{\kappa}} \right),$$

где m_v — объемная скорость движения воды через аппарат, м³/с; K_m — коэффициент массопередачи, равный отношению $\frac{D}{\delta}$, м/с; C_n — начальная концентрация металлов; C_{κ} — конечная концентрация металлов на выходе из аппарата; D — коэффициент диффузии, м²/с; δ — толщина диффузионного слоя, м.

Расход энергии на электрохимическую обработку является основной величиной, определяющей эксплуатационные затраты на установки и их конкурентоспособность. Расход энергии W обычно относят к 1 м³ очищаемой воды или (при утилизации ценных компонентов) к единице массы извлеченного вещества. Величина W определяется напряжением на электродах, расстоянием между ними, удельным сопротивлением и другими характеристиками обрабатываемой воды.

Рассмотрим вклад каждой из перечисленных составляющих в расход электроэнергии. Величину W можно выразить как

$$W = \frac{Q_{эл}}{U_{эл}},$$

где $Q_{эл}$ — количество электричества, затраченное на обработку 1 м³ воды; $U_{эл}$ — напряжение на электролизере.

Необходимое для обработки воды количество электричества зависит от содержания загрязнителя и вида электрохимической очистки. В процессах электрохимического окисления его удастся оценить, если предположить, что для осуществления анодной деструкции до необходимой степени окисления органических соединений достаточно получить в результате электродной реакции количество кислорода, равное величине ХПК; тогда значение $Q_{эл}$ определяется из выражения (в А·ч/м³)

$$Q_{эл} = 26,8 \frac{ХПК}{B_T \cdot 8 \cdot 10^5}.$$

Приближенность такого определения заключается в допущении, что как при химическом окислении (определение ХПК), так и при электрохимической деструкции окисление идет до одинаковой глубины, а также одинаковы состав и количество продуктов, уносимых с газовой фазой.

Если известна анодная реакция и присутствует один токсичный компонент, например в случае окисления в сточных водах цианид-ионов.



то количество электричества, необходимое для обезвреживания ионов CN^- , можно рассчитать из уравнения (в А/ч)

$$Q_{эл} = 2,06 \frac{C_0 V}{B_T},$$

где C_0 — исходная концентрация цианидов в сточных водах, г/м³; V — объем сточных вод в электролизере, м³; 2,06 — электрохимический эквивалент окисления ионов CN^- , А·ч/г.

Необходимость предварительного расчета количества электричества, потребляемого для очистки, обусловлена высокой химической активностью и токсичностью окислителей, которые образуются в ходе электродных реакций (в частности, хлора), и стремлением избежать накопления их в избыточных количествах. В некоторых случаях величина $Q_{эл}$ известна из предварительных исследований.

Общее напряжение на аппаратах электрохимической очистки воды складывается из теоретического напряжения, перенапряжения на электродах, концентрационной поляризации, падения напряжения в электролите, диафрагме, электродах и контактах. Напряжение на одной секции аппарата (одна пара электродов) определяется из выражения

$$U = E_a - E_k + \eta_a + \eta_k + \Delta E_{конц} + \Delta U_{эл} + \Delta U_{\delta} + \Delta U_1 + \Delta U_2 ,$$

где E_a и E_k — термодинамические (обратимые) значения потенциалов анода и катода, В; η_a и η_k — перенапряжение на аноде и катоде, В; $\Delta E_{конц}$ — величина концентрационной поляризации, В; $\Delta U_{эл}$ — падение напряжения в электролите, В; ΔU_{δ} — падение напряжения в диафрагме или мембране, В; ΔU_1 , ΔU_2 — падение напряжения в электродах и контактах соответственно, В.

Для отдельных видов обработки вклад каждой составляющей U будет различным. Для электрофлотаторов и электрокоагуляторов, а также аппаратов электрохимической очистки окислением и восстановлением в общем балансе напряжений будут преобладать значения E_a , E_k , η_a , η_k . Для электродиализаторов основной составляющей баланса является падение напряжения на мембранах и в растворе: $\Delta U_{д}$, $\Delta U_{эл}$.

Теоретическое напряжение разложения $E_T = E_a - E_k$ на электролизере можно определить, исходя из термодинамических данных:

$$E_T = -\frac{\Delta H^{\circ}}{nF} + T \left(\frac{\partial E}{\partial T} \right)_p ,$$

где ΔH° — энтальпия реакции разложения; n — число электронов, участвующих в реакции; F — число Фарадея; $\partial F / \partial T$ — температурный коэффициент, В/К.

Для реакции разряда молекул воды величина теоретического напряжения разложения воды в изотермических условиях $E_T = 1,481$ В, а величина $(\partial F / \partial T)_p$ составляет 0,00085 В/К. Для условий, отличных от стандартных, значения E_a и E_k определяются в зависимости от рН обрабатываемой воды из уравнений (при $T = 293$ К):

$$E_a = 1,23 - 0,059 \text{ рН}; \quad E_k = -0,059 \text{ рН}.$$

Величины перенапряжения на катоде η_k и аноде η_a зависят от реакции, протекающей на электроде. Для реакции выделения водорода используют уравнение Тафеля:

$$\eta_{H_2} = a + b \lg j ,$$

где a , b — константы, зависящие от природы материала катода (справочные данные); j — плотность тока, А/м².

Величина $\Delta E_{конц}$ характерна для аппаратов, в которых удаление ионов металлов происходит в результате катодной реакции восстановления. В этом случае скорость процесса обусловлена замедленностью массопереноса удаляемых ионов к электроду. Точный расчет концентрационной поляризации возможен лишь для аппаратов, в которых массоперенос можно контролировать. Приближенную оценку $\Delta E_{конц}$ для случая стационарной диффузии можно дать на основании уравнения

$$\Delta E_{конц} = [RT / (nF)] \lg (j / j_{пр.к}) ,$$

где n — числа электронов, участвующих в реакции; j , $j_{пр.к}$ — плотности тока и предель-

ного тока диффузии электродной реакции соответственно, А/м².

Величину ΔU_d определяют для аппаратов, в которых анодное пространство отделено от катодного диафрагмой или ионообменной мембраной. Для электролизеров с диафрагмой справедливо выражение

$$\Delta U_d = IR_d,$$

где I — сила тока (А), протекающего через электролизер; R_d — сопротивление диафрагмы

$$R_d = \rho[\delta \beta^2 / (S n_d)],$$

ρ — удельное электросопротивление электролита в порах диафрагмы с учетом газонаполнения, Ом·м; δ — толщина диафрагмы, м; β — коэффициент извилистости пор, $\beta = 1,2 \dots 1,3$; S — поверхность диафрагмы, м²; n_d — объемная пористость диафрагмы.

Падение напряжения, возникающее при прохождении тока через раствор, для аппаратов с плоскопараллельными электродами рассчитывают по закону Ома

$$\Delta U_{эл} = j \rho l,$$

где j — плотность тока, А/м²; ρ — удельное сопротивление электролита, Ом·м; l — расстояние между электродами, м.

Падение напряжения в проводниках ΔU_1 первого рода рассчитывают по закону Ома, падение напряжения в контактах определяют с учетом материала контактирующих пар металлов (по справочной литературе).

Электродиализаторы. Электродиализ — процесс сепарации ионов солей, осуществляемый в мембранном аппарате под действием постоянного электрического тока, применяемый для опреснения высокоминерализованных сточных вод.

Электродиализатор разделен чередующимися катионитовыми и анионитовыми мембранами, образующими концентрирующие (рассольные) и обессоливающие (дилютантные) камеры. Под воздействием постоянного тока катионы, двигаясь к катоду («—»), проникают через катионитовые мембраны, но задерживаются анионитовыми, а анионы, двигаясь в направлении анода («+»), проходят через анионитовые мембраны, но задерживаются катионитовыми. В результате этого из одного ряда камер (например, четных) ионы обоих знаков выводятся в смежный ряд камер.

Мембраны для электродиализатора изготавливают в виде гибких листов прямоугольной формы или рулонов из термопластичного полимерного связующего и порошка ионообменных смол.

3.7. Мембранные аппараты для очистки сточных вод.

Методы мембранного разделения, используемые в технологии очистки воды, условно делятся на микрофильтрацию, ультрафильтрацию, обратный осмос, испарение через мембраны, диализ, электродиализ. Наибольшие успехи в отношении эффективности и технологичности очистки сточных вод от растворенных примесей достигнуты при использовании обратного осмоса, ультрафильтрации и электродиализа.

Обратный осмос (гиперфильтрация) — непрерывный процесс молекулярного разделения растворов путем их фильтрования под давлением через полупроницаемые мембраны, задерживающие полностью или частично молекулы либо ионы растворенного вещества. При приложении давления выше осмотического (равновесного) осуществляется перенос растворителя в обратном направлении (от раствора к чистому растворителю через мембрану) и обеспечивается достаточная селективность очистки. Необходимое давление, превышающее осмотическое давление растворенного вещества в

растворе, составляет при концентрации солей 2...5 г/л 0,1...1 МПа и при концентрации солей 20...30 г/л — 5...10 МПа.

Ультрафильтрация — мембранный процесс разделения растворов, осмотическое давление которых мало. Этот метод используется при отделении сравнительно высокомолекулярных веществ, взвешенных частиц, коллоидов. Ультрафильтрация по сравнению с обратным осмосом — более высокопроизводительный процесс, так как высокая проницаемость мембран достигается при давлении 0,2...1 МПа.

Очистка сточных вод предприятий целлюлозно-бумажной, химической, нефтехимической и других отраслей промышленности гиперфильтрационным и ультрафильтрационным методами имеет ряд преимуществ по сравнению с традиционными методами очистки: невысокие энергозатраты, простота и компактность установок, возможность полной их автоматизации, высокая эффективность очистки, возможность повторного использования фильтрата и утилизации полученного концентрата. Недостатком метода является необходимость проведения процесса при высоком давлении в системе.

Обратный осмос и ультрафильтрацию применяют в системах локальной обработки сточных вод при небольших их расходах для концентрирования и выделения относительно ценных компонентов и для очистки воды.

Аппараты для мембранных процессов подразделяют на четыре основных типа, различающихся способом укладки мембран: аппараты с плоскими мембранными элементами, с трубчатыми мембранными элементами, с мембранными элементами рулонного типа и с мембранами в виде полых волокон. Эти аппараты могут быть корпусными и бескорпусными. По положению мембранных элементов их делят на горизонтальные и вертикальные; по условиям монтажа — на разборные и неразборные. В зависимости от конструкции аппаратов и схемы установок аппараты могут работать как в режиме идеального вытеснения, так и в режиме идеального перемешивания.

Аппараты с плоскими мембранными элементами широко применяют для очистки сточных вод. Они просты в изготовлении и сборке, но имеют невысокую удельную производительность. Основой этих аппаратов является мембранный элемент, состоящий из плоских (листовых) мембран, уложенных по обе стороны плоского пористого материала-дренажа, либо приготовленных непосредственно на его поверхности. Расстояние между соседними мембранными элементами (межмембранное пространство — канал, по которому протекает исходный раствор) невелико, в пределах 0,5...5 мм. Разделяемый раствор последовательно проходит между всеми мембранными элементами, концентрируется и удаляется из аппарата. Часть этого раствора, прошедшая через мембрану в дренаж, образует пермеат (фильтрат).

По форме мембранные элементы изготовляют круглыми (эллиптическими) и прямоугольными или квадратными. Форма элементов существенно влияет на организацию потока разделяемого раствора над поверхностью мембран и на характеристики процесса разделения. Схема одного из аппаратов с плоскими мембранными элементами эллиптической формы и распределение потоков в нем схематически изображены на рис. 3.21.

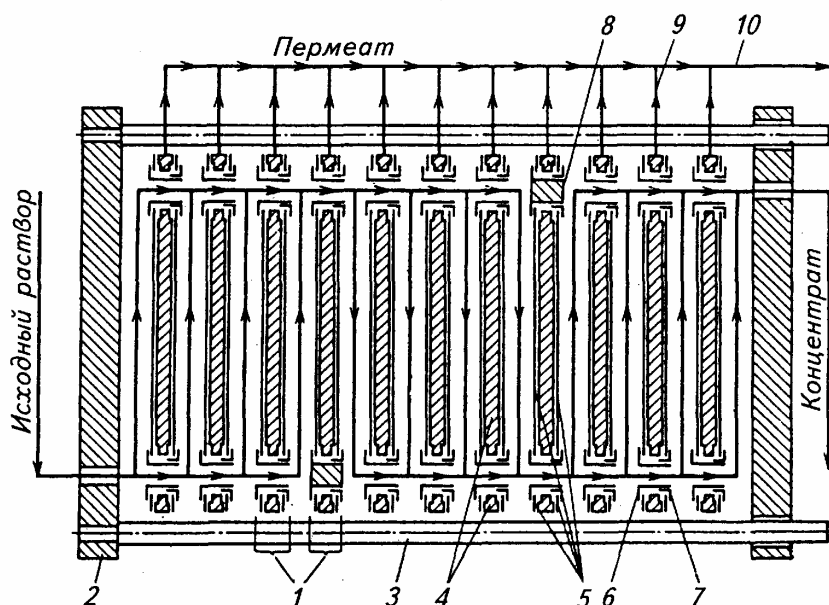


Рис. 3.21. Схема устройства и распределения потоков в аппарате эллиптической формы:

- 1 - мембранные элементы; 2 - фланец; 3 - направляющие штанги; 4 - опорные пластины; 5 - мембраны; 6 - проточное кольцо; 7 - замковое кольцо; 8 - заглушка; 9 - шланг; 10 - коллектор пермеата (фильтрата).

Аппараты с трубчатыми мембранными элементами. Устройство аппаратов этого типа определяется конструкцией комплектующих их мембранных элементов (рис. 3.22). Эти элементы представляют собой пористые трубы (пластмассовые или керамические) с мелкопористой подложкой, на которую нанесены мембраны. Возможность очистки воды, содержащей взвешенные вещества, и удобство механической очистки мембран — основные достоинства таких аппаратов, недостаток — низкая плотность упаковки мембран (до $100 \text{ м}^2/\text{м}^3$). Трубчатый мембранный элемент состоит из мембраны 2 и дренажного каркаса. Дренажный каркас изготавливают из трубки, являющейся опорой для мембранного элемента и обеспечивающей отвод пермеата, и микропористой подложки 3, исключающей вдавливание мембраны 2 в дренажные каналы трубки под воздействием рабочего давления разделяемой смеси. Различают трубчатые мембранные элементы с мембраной 2 внутри (рис. 3.22, а), снаружи (рис. 3.22, б) трубки и с комбинированным (рис. 3.22, в) ее расположением.

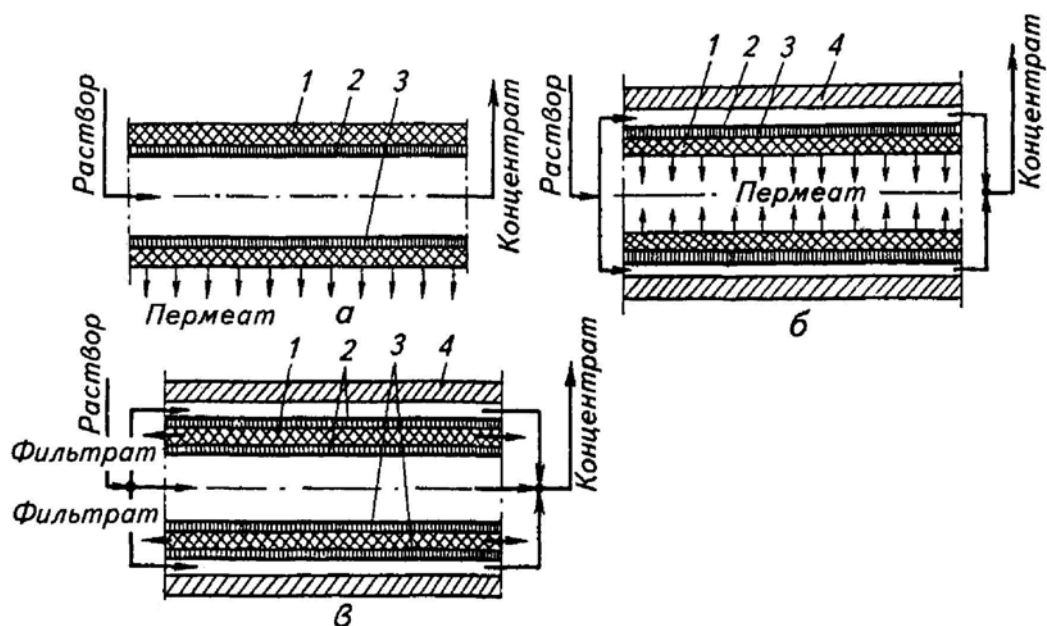


Рис. 3.22. Трубчатые мембранные элементы:

а – с мембранами внутри трубки; *б* – с мембранами снаружи трубки; *в* – комбинированная конструкция; 1 - трубка; 2 - мембрана; 3 - подложка; 4 - корпус.

Из аппаратов с трубчатыми мембранными элементами наибольшее применение получили аппараты с мембраной внутри трубки. Недостаток аппаратов этого типа - малая удельная поверхность мембран в аппарате ($60 \dots 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$). При расположении мембраны снаружи трубки можно получить трубчатые мембранные элементы малых диаметров, что позволяет значительно увеличить удельную поверхность мембран в аппарате. В аппаратах с комбинированным расположением мембран в трубчатых мембранных элементах мембраны помещаются на дренажном каркасе как внутри труб, так и снаружи их. Аппараты этого типа имеют наибольшую удельную поверхность мембран.

Аппараты с трубчатыми мембранными элементами нашли широкое применение для разделения ультра- и микрофильтрацией растворов, в которых возможно образование осадка, а также для опреснения обратным осмосом воды с высокой концентрацией солей.

Аппараты с рулонными мембранными элементами. Схема устройства аппаратов с рулонными мембранными элементами приведена на рис. 3.23.

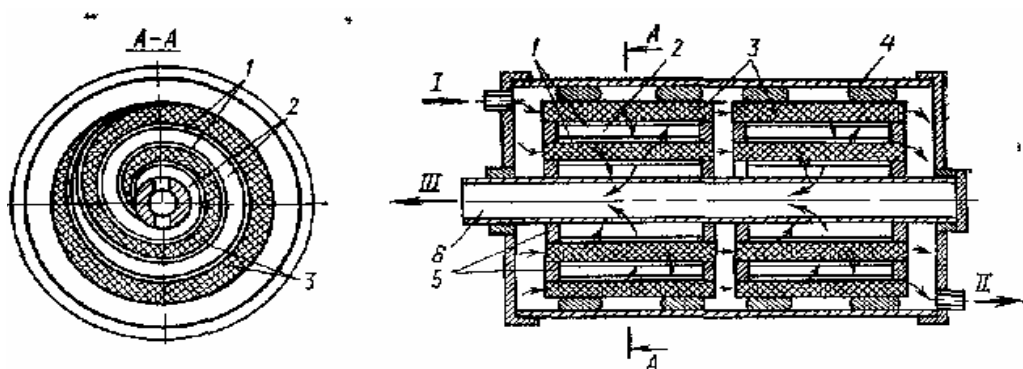


Рис. 3.23. Многослойный аппарат со спиральной рулонной упаковкой мембран: I — ввод исходной воды; II — вывод концентрата; III — вывод фильтрата (пресной воды); 1 — мембраны; 2 — пористый или сетчатый материал (например, поропласт) для отвода фильтрата; 3 — поропласт для подвода исходной (например, соленой) воды к мембранам; 4 — кожух; 5 — водонепроницаемые стенки дренажных слоев; 6 — коллектор фильтра.

Такие аппараты целесообразно применять производительностью до 4 тыс. м³/сут. Аппараты с рулонными мембранными элементами имеют высокую удельную поверхность мембран (300...800 м²/м³), малую металлоемкость; многие операции при сборке мембранных элементов могут быть механизированы. Недостатки аппаратов этого типа — сложность монтажа пакетов некоторых конструкций, необходимость замены всего пакета при повреждении мембраны, высокое гидравлическое сопротивление как межмембранных каналов, так и дренажного листа.

Аппараты с полыми волокнами. Эти аппараты нашли широкое применение для разделения растворов обратным осмосом и ультрафильтрацией. Мембраны в виде полых волокон для обратного осмоса обычно имеют наружный диаметр 45...200 мкм и толщину стенки 10...50 мкм, а для ультрафильтрации — соответственно 200...1000 и 50...200 мкм. При таких размерах обеспечивается необходимая прочность волокон под действием рабочих давлений, используемых при жидкофазном мембранном разделении (до 10 МПа) или разделении газов.

Аппараты с полыми волокнами просты по устройству, технологичны в изготовлении; они легко собираются и удобны в эксплуатации. В этих аппаратах вследствие малых диаметров волокон обеспечивается очень высокая удельная поверхность мембран — до 20...30 тыс. м²/м³. Поэтому они нашли широкое применение в крупнотоннажных химических производствах, в производстве особо чистой воды, в пищевой промышленности, при очистке и разделении газов и т. д. Однако при эксплуатации этих аппаратов предъявляют повышенные требования к предварительной очистке разделяемых смесей от взвесей. В случае выхода из строя части полых волокон приходится заменять весь пучок волокон.

Аппараты с полыми волокнами можно разделить на следующие группы: с параллельным расположением полых волокон, с цилиндрическими мембранными элементами, с U-образным расположением полых волокон (рис. 3.24).

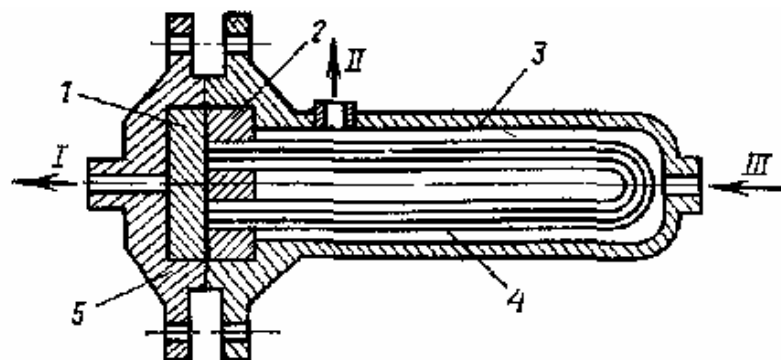


Рис. 3.24. Аппарат с U-образными мембранными полыми волокнами:

I — вывод фильтрата; II — вывод концентрированного раствора; III — ввод исходного раствора; 1 — пористая подложка — дренаж фильтра; 2 — шайба с вмонтированными концами волокон; 3 — корпус; 4 — полые волокна; 5 — крышка.

Аппараты с U-образным расположением пучка полых волокон длиной 1,5...2,0 м просты в изготовлении и сборке, удобны в монтаже и эксплуатации, имеют низкую материалоемкость. Поэтому они нашли широкое практическое применение.

Среди основных недостатков аппаратов с U-образным расположением полых волокон следует отметить довольно сложную систему герметизации.

Все системы обратного осмоса требуют предварительной обработки исходных сточных вод для снижения их мутности, цветности, щелочности и жесткости. Исходную воду с повышенным содержанием железа и марганца не рекомендуется направлять в системы обратного осмоса. Мембраны со временем все же загрязняются, и их технологические характеристики ухудшаются. Для восстановления практически первоначальных свойств мембран используют механические, гидродинамические, физические и химические методы их очистки.

Чтобы рассчитать необходимую поверхность F мембран аппаратов проточно-непрерывного действия, нужно знать расход исходной воды Q_0 , концентрацию загрязнения x_0 и требуемую концентрацию конечного раствора x_k (или фильтрата — очищенной воды y_k). Расчетная схема представлена на рис. 3.25.

Рабочую поверхность мембран заданного материала и качества можно найти, исходя из проницаемости G , найденной экспериментально на лабораторной ячейке. При заданном на основании предварительных опытов давлении (т.е., по существу, при заданной движущей силе процесса) величина G в каждом сечении $i-i$ проектируемого аппарата определяется гидродинамическим режимом движения раствора и его концентрацией x в этом сечении:

$$G = f(x, Q),$$

где Q — текущее значение расхода в любом сечении $i-i$;

$$G = -\frac{dQ}{dF} = \frac{dW}{dF},$$

здесь dF — элемент поверхности мембраны в сечении $i-i$; $dQ = -dW$ — убыль концентрируемого раствора и соответственно добавка раствора к очищенной воде с другой стороны мембраны на элементе dF ; W — текущее значение расхода очищенной воды (фильтрата) в сечении $i-i$.

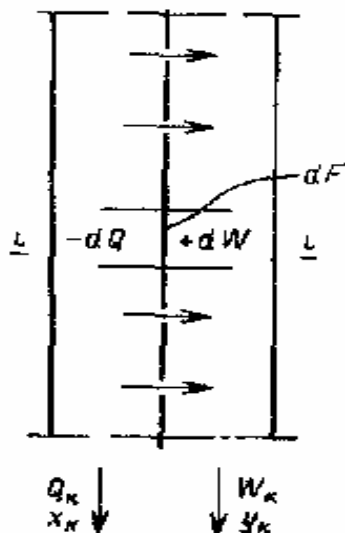


Рис. 3.25. К расчету проточных мембранных аппаратов.

Таким образом

$$dF = -\frac{dQ}{G} = -\frac{dQ}{f(xQ)}. \quad (3.1)$$

Из баланса массы по растворенному компоненту (загрязнению) получим

$$\frac{dQ}{Q} = \frac{dx}{y-x}, \quad (3.2)$$

где $y = g(x, Q)$ - концентрация загрязнения в частично очищенной воде.

Выразив dQ из (3.2), проинтегрируем функцию (3.1) по поверхности F в пределах начальной x_0 и конечной x_k концентраций исходного раствора:

$$F = Q_0 x_0 \int_{x_0}^{x_k} \left(-\frac{1}{G_0 x} - \frac{c}{G_0^2} \ln \frac{G_0 - cx}{x} \right) dx = \frac{Q_0 x_0}{G_0} \left[-\frac{c}{G_0^2} \ln \frac{(G_0 - cx_k)x_0}{(G_0 - cx_0)x_k} + \frac{1}{x_0} - \frac{1}{x_k} \right].$$

Таким образом можно определить требуемую рабочую поверхность мембраны при заданных Q_0 , x_0 , x_k и эмпирически найденных значениях c и G_0 . Для ацетатцеллюлозных мембран проницаемость G_0 составляет соответственно $1,1 \cdot 10^{-3}$, $1,67 \cdot 10^{-3}$, $2,78 \cdot 10^{-3}$ и $4,17 \cdot 10^{-3}$ кг/(м²·с). Значение c можно рассчитать из приближенного равенства $G \approx G_0 - cx$.

Перепад рабочего давления Δp на мембране обычно составляет 5...7 МПа для процессов обратного осмоса и 0,3...0,8 МПа для ультрафильтрации. Эти величины являются основными при определении общего развиваемого в насосе (силовом агрегате мембранной установки) давления Δp_n . Составляющие Δp_n расходуются также на преодоление гидравлического сопротивления потоку разделяемого раствора в каналах мембранных аппаратов (Δp_k) и потоку фильтрата в дренажах (Δp_d):

$$\Delta p_n = \Delta p + \Delta p_k + \Delta p_d.$$

Гидравлическое сопротивление Δp_k каналов, в которых часто используют сетки для интенсификации перемешивания раствора, определяют по формуле

$$\Delta p_k = \Delta p_{nk} \xi_1,$$

где $\Delta p_{n.k}$, — гидравлическое сопротивление полого канала;

$$\Delta p_{nk} = \lambda \left(\frac{l}{d_0} \right) \left(\frac{\rho w^2}{2} \right),$$

здесь λ — коэффициент трения, зависящий от режима движения раствора; l и d_0 — длина и эквивалентный диаметр канала; ρ — плотность раствора; w — средняя скорость движения раствора при убывающем расходе в канале; $\xi_1 = 5...10$ — коэффициент гидравлического сопротивления сетки в канале.

Сопротивление пористых дренажей также принято вычислять через $\Delta p_{n.k}$:

$$\Delta p_d = \Delta p_{nk} \xi_2,$$

где $\xi_2 = 100...200$ — коэффициент, зависящий от вида и пористости дренажного материала.

Истинную селективность мембран ϕ_i по отношению к сильным электролитам можно рассчитать по формуле

$$\lg(1 - \phi_i) = a - b \lg(\Delta H_{с.г.}/Z_m), \quad (3.3)$$

где a и b — константы для данной мембраны при определенных давлении и температуре; $\Delta H_{с.г.}$ — среднее геометрическое значение теплот гидратации ионов, образующих соль; Z_m — валентность иона с меньшей теплотой гидратации.

В табл. 3.1 представлены характеристики ацетатцеллюлозных мембран для обратного осмоса, выпускаемых в РФ (характеристики установлены при перепаде рабочего давления через мембрану $\Delta p = 5$ МПа и рабочей температуре $t = 25$ °С, в качестве удельной производительности по воде указаны средние значения за длительный период эксплуатации; значения констант a и b отвечают размерности ΔH в кДж/моль).

Таблица 3.1

Характеристики ацетатцеллюлозных мембран

Марка мембраны	Удельная производительность по воде $G_0 \cdot 10^3$ кг/(м ² ·с)	Константы уравнения (3.3)	
		a	b
МГА-100	1,4	6,70	3,215
МГА-95	2,3	3,47	1,844
МГА-90	3,0	2,67	1,420
МГА-80	4,9	1,00	0,625

Обратноосмотические и ультрафильтрационные аппараты используют для непрерывной и периодической работы в прямоточных, циркуляционных, одноступенчатых и многоступенчатых схемах потоков исходного раствора (сточной воды) и фильтрата (очищенной воды).

Циркуляционные установки, обеспечивающие многократную циркуляцию разделяемого раствора, позволяют повысить скорость потока раствора в каналах и снизить тем самым отрицательный эффект концентрационной поляризации, а также предотвратить коагуляцию (забивку) мембран. Многоступенчатые установки применяют при очистке «тяжелых» стоков со значительной концентрацией солей или других при-

месей. При использовании таких установок уменьшение расхода раствора на каждой ступени (в результате отвода фильтрата) должно быть в пределах 10...60 % исходного.

Пример 3.7. Спроектировать установку для концентрирования 5,56 кг/с водного раствора CaCl_2 от концентрации 0,8 % до 30 % (масс.). Первичное концентрирование провести обратным осмосом, окончательное — выпариванием. Потери соли с пермеатом не должны превышать 10 % от ее количества, содержащегося в исходном растворе.

Решение. В аппаратах обратного осмоса раствор концентрируется от начальной концентрации $x_{1н} = 0,8$ % (масс.) до конечной $x_{1к} = 3,2$ % (масс.). Степень концентрирования $K = x_{1н}/x_{1к} = 3,2/0,8 = 4$.

В условиях длительной эксплуатации оптимальный перепад давления для полимерных плоских мембран составляет 5...6 МПа, а для мембран в виде полых волокон — 2...3 МПа.

Выбираем $t = 25$ °С, $\Delta p = 5$ МПа.

По табл. 3.1. выбираем для дальнейших расчетов мембрану МГА-90, имеющую селективность по CaCl_2 $\phi_n = 0,945$ и удельную производительность по воде $G_0 = 3 \cdot 10^{-3}$ кг/(м²·с).

Расход пермеата L_n найдем по формуле:

$$L_n = L_n(1 - K^{-1/\phi_n}),$$

где L_n — расход исходного раствора, кг/с.

Тогда

$$L_n = 5,56(1 - 4^{-1/0,945}) = 4,28 \text{ кг/с.}$$

При концентрациях электролита, не превышающих 0,4 моль/л воды, можно считать, что удельная производительность по воде G_0 равна удельной производительности по пермеату G , доля свободной воды $c_b = 1$, вязкость пермеата равна вязкости воды и не меняется в процессе концентрирования раствора.

В этих условиях для удельной производительности по пермеату G применимо уравнение

$$G = A[\Delta p - (\pi_3 - \pi_2)], \quad (3.4)$$

где $A = G_0/\Delta p$ — константа проницаемости мембраны по воде; G_0 — удельная производительность по воде, кг/(м²·с); Δp — перепад рабочего давления через мембрану; π_3 — осмотическое давление разделяемого раствора у поверхности мембраны; π_2 — осмотическое давление пермеата.

В первом приближении пренебрегаем влиянием концентрационной поляризации и будем считать, что осмотическое давление у поверхности мембраны равно осмотическому давлению π_1 в объеме разделяемого раствора: $\pi_3 = \pi_1$. Примем также, что осмотическое давление пермеата пренебрежимо мало: $\pi_2 = 0$.

С учетом этих допущений перепишем выражение (3.4) в виде:

$$G = G_0(1 - \pi_1/\Delta p).$$

По графику (рис. 3.26) находим $\pi_{1н} = 0,46$ МПа; $\pi_{1к} = 2,0$ МПа.

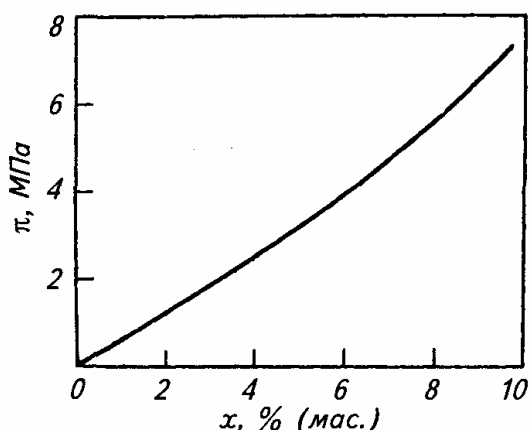


Рис. 3.26. Зависимость осмотического давления водного раствора CaCl_2 от его концентрации при температуре 25 °С

Удельная производительность на входе разделяемого раствора в аппараты обратного осмоса и на выходе соответственно равна:

$$G_n = G_0(1 - \pi_{1n}/\Delta p) = 3 \cdot 10^{-3}(1 - 0,46/5) = 2,7 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$G_k = G_0(1 - \pi_{1k}/\Delta p) = 3 \cdot 10^{-3}(1 - 2/5) = 1,8 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

В первом приближении принимаем, что средняя удельная производительность мембран может быть выражена как средняя арифметическая величина:

$$G = (G_n + G_k)/2 = (2,7 + 1,8) \cdot 10^{-3}/2 = 2,25 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Тогда рабочая поверхность мембран составит:

$$F = L_n/G = 4,28/(2,25 \cdot 10^{-3}) = 1900 \text{ м}^2.$$

3.8. Ректификационные установки для очистки сточных вод.

Ректификацию как эвапорационный метод применяют для очистки сточных вод коксохимических, химических заводов, заводов синтетического каучука и др.

Сущность процесса ректификации состоит в выделении из смеси двух или нескольких жидкостей с различными температурами кипения одной или нескольких жидкостей в более или менее чистом состоянии. Это достигается многократным тепло- и массообменом между жидкой и паровой фазами; в результате часть легколетучего компонента переходит из жидкой фазы в паровую, а часть менее летучего компонента - из паровой фазы в жидкую.

Азеотропная ректификация основана на свойстве многих химических соединений образовывать азеотропные, нераздельнокипящие смеси с водой.

Процесс ректификации осуществляется в ректификационной установке (рис. 3.27), состоящей из ректификационной колонны 2, дефлегматора 3, холодильника 4, подогревателя исходной смеси 1, сборников дистиллята 5 и кубового остатка 6. Дефлегматор, холодильник и подогреватель представляют собой обычные теплообменники. Основным узлом установки является ректификационная колонна, в которой пар поднимается снизу вверх, а сверху вниз стекает жидкость, подаваемая в верхнюю часть аппарата в виде флегмы. В большинстве случаев конечными продуктами являются дистиллят (сконденсированный в дефлегматоре пар легколетучего компонента, выходящий из верхней части колонны) и кубовый остаток (менее летучий компонент в жидком состоянии, вытекающий из нижней части колонны).

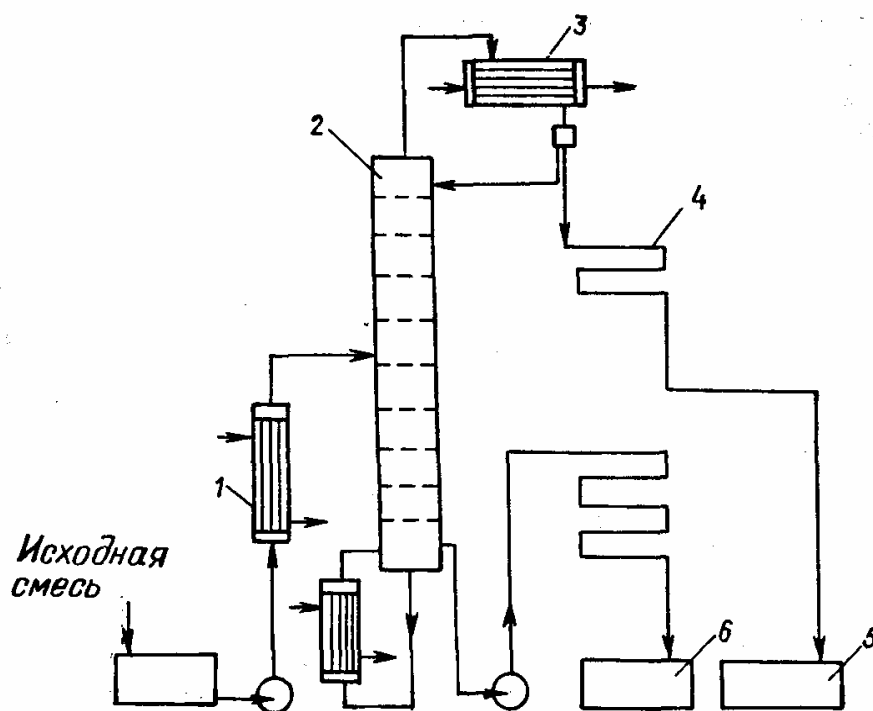


Рис. 3.27. Схема ректификационной установки непрерывного действия.

Сточная вода из емкости направляется в колонну, обогреваемую паром, где отгоняется часть воды в виде азеотропной смеси с загрязняющим компонентом. Из нижней части колонны выходит очищенная вода. Пары, выходящие через верх колонны, поступают в конденсатор. Конденсат после дополнительного охлаждения направляется в сепаратор, где разделяется на два слоя — водный и органический. Водный слой из сепаратора сбрасывается в емкость исходной сточной воды, а загрязняющий компонент поступает на дальнейшую переработку или повторное использование.

Процесс ректификации может протекать при атмосферном давлении, а также при давлениях, выше и ниже атмосферного. Под разрежением ректификацию проводят, когда разделению подлежат высококипящие смеси или термолабильные вещества, а также при многократном использовании теплоты. Повышенное давление применяют для разделения смесей, находящихся при более низком давлении в газообразном состоянии.

Ректификационные установки бывают периодического и непрерывного действия.

При использовании ректификационной установки периодического действия смесь заливают в перегонный куб, где поддерживается непрерывное кипение с образованием пара. Пар поступает на укрепление в колонну, орошаемую частью дистиллята (флегмой). Другая часть дистиллята из дефлегматора или концевого холодильника, охлажденная до определенной температуры, через контрольный фонарь поступает в сборник готового продукта. В колоннах периодического действия ректификацию проводят до тех пор, пока жидкость в кубе (остаток) достигнет заданного состава. Затем обогрев куба прекращают, остаток сливают в сборник, а в куб вновь заливают исходную смесь.

Ректификационные установки периодического действия успешно применяют для разделения небольших количеств смесей. Существенным недостатком таких установок является ухудшение качества готового продукта (дистиллята) по мере протекания про-

цесса, а также потери теплоты при периодической разгрузке и загрузке куба. Этих недостатков лишены ректификационные установки непрерывного действия.

Колонны непрерывного действия состоят из нижней (исчерпывающей) части, в которой происходит удаление легколетучего компонента из стекающей вниз жидкости, и верхней (укрепляющей) части, назначение которой - обогащение поднимающихся вверх паров легколетучим компонентом. Ректификационные установки непрерывного действия отличаются от установок периодического действия тем, что питание колонны исходной смесью определенного состава происходит непрерывно с постоянной скоростью, готовый продукт стабильного качества отводится также непрерывно.

В ректификационной установке непрерывного действия исходную смесь подают на нижнюю тарелку укрепляющей части колонны, которая одновременно является и верхней тарелкой исчерпывающей части колонны. Эта тарелка называется тарелкой питания и характеризуется таким же составом жидкости, как и исходная смесь.

При ректификации смесей, состоящих более чем из двух компонентов, схема установки значительно усложняется. При этом для отделения каждого добавочного компонента в общем случае требуется отдельная колонна с дефлегматором.

Размеры и конструкции перегонного куба, дефлегматора и концевого холодильника зависят от производительности установки, физических свойств разделяемой смеси и режима процесса (периодический или непрерывный).

Степень разделения смесей жидкостей на компоненты и чистота получаемых дистиллята и кубового остатка зависят от того, насколько развита поверхность фазового контакта, а также от количества орошающей жидкости (флегмы) и устройства ректификационной колонны.

В промышленности наибольшее распространение получили насадочные (рис. 3.28), тарельчатые с колпачковыми (рис. 3.29), ситчатыми, клапанными, решетчатыми и другими типами тарелок, а также роторно-пленочные ректификационные колонны.

Задачей расчета ректификационных колонн является определение основных размеров колонны (диаметр, высота), характеристик и размеров элементов внутреннего устройства (тарелки, колпачки, насадки и др.), материальных потоков и затрат теплоты.

Основные размеры колонны и элементов внутреннего устройства определяются характером контактных устройств и величиной материальных и тепловых потоков, методика расчета которых не зависит от конструкции колонны и может быть принята единой.

Исходными данными для расчета являются производительность колонны по исходному сырью G_F , концентрация легколетучего компонента в исходной смеси (питании) x_F , дистилляте x_D и кубовом остатке x_W , давление в верхней части колонны, температуры исходной смеси, флегмы. Кроме того, для расчета необходимо знать физические свойства компонентов в жидком и парообразном состоянии, а также данные о фазовом равновесии.

В расчете используют уравнения материального и теплового балансов, уравнения рабочей линии процесса и ряд зависимостей, полученных аналитически и эмпирически.



Материальный баланс ректификационной колонны.

Для расчета числа теоретических ступеней изменения концентраций, необходимых для разделения данной смеси, графическим методом необходимо на диаграмму равновесия $x - y$ нанести рабочие линии верхней и нижней частей колонны.

Уравнения рабочих линий ректификационной колонны получают из уравнений материальных балансов. Для верхней (укрепляющей) части колонны непрерывного действия и для колонны периодического действия материальный баланс по низкокипящему компоненту (НК) в соответствии с рис. 3.30 будет:

$$G y + L x_2 = G y_2 + L x; y = y_2 - \frac{L}{G}(x_2 - x). \quad (3.5)$$

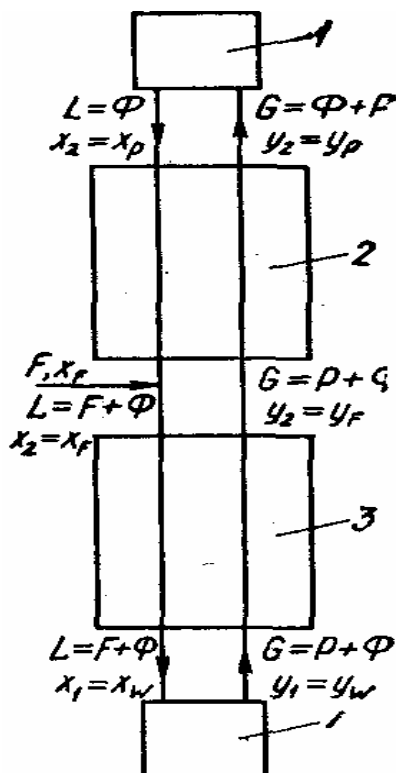


Рис. 3.30. Схема материальных потоков в ректификационной колонне:

1 - дефлегматор; 2, 3 - соответственно укрепляющая и исчерпывающая части колонны;
4 - куб.

Аналогично материальный баланс по низкокипящему компоненту для нижней (исчерпывающей) части колонны непрерывного действия будет:

$$G y_1 + L x = G y + L x_1; y = y_1 - \frac{L}{G}(x - x_1). \quad (3.6)$$

Эти уравнения являются уравнениями рабочих линий.

Количество поднимающегося вверх пара G стабильно по всей высоте колонны. Это количество пара образуется в кубе и поступает в дефлегматор, откуда часть его возвращается в колонну в виде флегмы Φ , а остальное количество отводится в виде дистиллята P . Таким образом, $G = \Phi + P$.

В укрепляющей части колонны количество стекающей жидкости равно количеству флегмы $L = \Phi = PR$, а состав пара на выходе из колонны соответствует составу подаваемой на орошение флегмы ($y_2 = x_2 = x_p$). Подставляя значения L , G , y_2 и x_2 в уравнение (3.5), получим:

$$y = x_p - \frac{P}{R+1}(x_p - x), \text{ или } y = \frac{x_p}{R+1} + \frac{R}{R+1}x, \quad (3.7)$$

где $R = \Phi / P$ - флегмовое число.

На диаграмме $x - y$ рабочая линия верхней части колонны непрерывного действия и колонны периодического действия представляет собой прямую, проходящую через точку, лежащую на диагонали (ее координаты $x = y = x_p$), с тангенсом угла наклона $\tan \alpha = R/(R+1)$; отрезок, отсекаемый рабочей линией на оси ординат, $b = x_p/(R+1)$ (рис. 3.31).

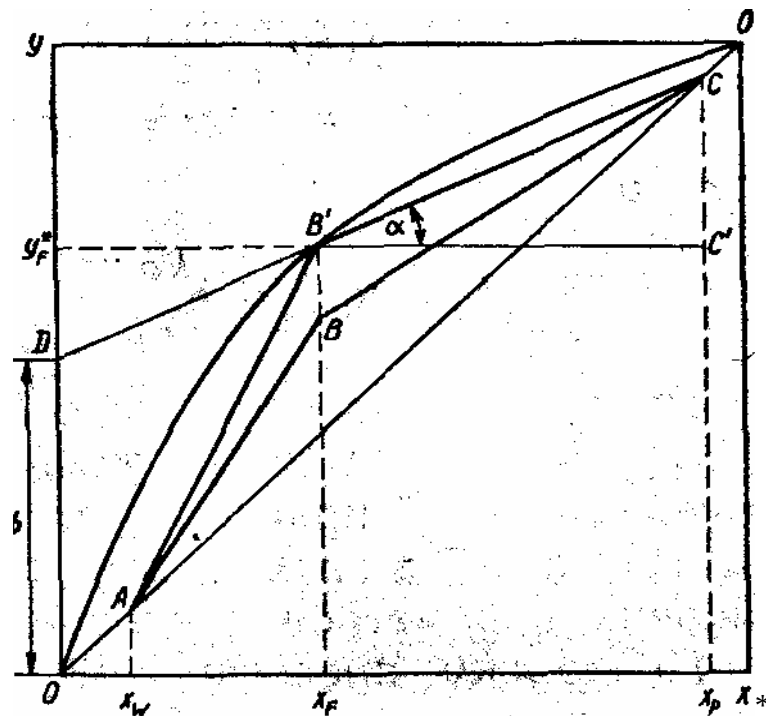


Рис. 3.31. Построение рабочих линий ректификационной колонны на диаграмме $x - y$.

В исчерпывающей части колонны количество стекающей жидкости L превышает количество флегмы Φ на количество исходной жидкости F . Если обозначить $F/P = f$, то для исчерпывающей части колонны получим:

$$L = \Phi + F = P(R + f).$$

Составы поступающего в колонну пара и вытекающей из нее жидкости соответствует составу остатка:

$$y_1 = x_1 = x_w.$$

Подставляя значения L , G , y_1 и x_1 в уравнение (3.6), получим:

$$y = x_w + \frac{R+f}{R+1}(x - x_w), \text{ или } y = \frac{R+f}{R+1}x - \frac{f-1}{R-1}x_w. \quad (3.8)$$

Из этого уравнения следует, что на диаграмме $x - y$ рабочая линия нижней части колонны - прямая, пересекающая диагональ в точке с абсциссой x_W ($x_1 = y_1 = x_W$). Точка пересечения ее с рабочей линией верхней части колонны определяется совместным решением уравнений (3.7) и (3.8):

$$\frac{x_p}{R+1} + \frac{R}{R+1}x = \frac{R+f}{R+1}x - \frac{f-1}{R+1}x_W,$$

откуда $x_p = f x - (f-1)x_W$.

Учитывая, что $f = F/P$, и решая последнее уравнение относительно x , получим $x = x_F$, т. е. абсцисса точки пересечения рабочих линий B' (см. рис. 3.31) соответствует составу исходной смеси x_F .

По мере приближения рабочей линии к диагонали возрастает флегмовое число R , но уменьшается требуемое число теоретических ступеней для получения дистиллята заданного состава x_p . При прохождении рабочей линии через точку B' флегмовое число минимальное $R_{\min}$. На практике ректификационные колонны работают в интервале $R_{\min} < R < \infty$, поэтому важно определить $R_{\min}$.

Минимальное флегмовое число можно определить из соотношения

$$R_{\min} = \frac{y_p - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{x_p - y_F^*}{y_F^* - x_F}. \quad (3.9)$$

Реальное флегмовое число $R > R_{\min}$, причем отношение $R/R_{\min} = \sigma$, называемое коэффициентом избытка флегмы, колеблется на практике в довольно широких пределах (от 1,1 до 10) в зависимости от свойств разделяемой смеси, рабочих параметров и экономических факторов.

Поскольку пределы изменения σ достаточно широки, необходимо определить оптимальное флегмовое число и соответствующий коэффициент избытка флегмы.

Приближенно $R_{\text{опт}}$ можно рассчитать следующим образом. По уравнению (3.9) определяют минимальное флегмовое число $R_{\min}$. Затем, задав несколько значений коэффициента избытка флегмы в пределах примерно 1,1...5,0, графически (рис. 3.32) определяют соответствующие им числа теоретических ступеней.

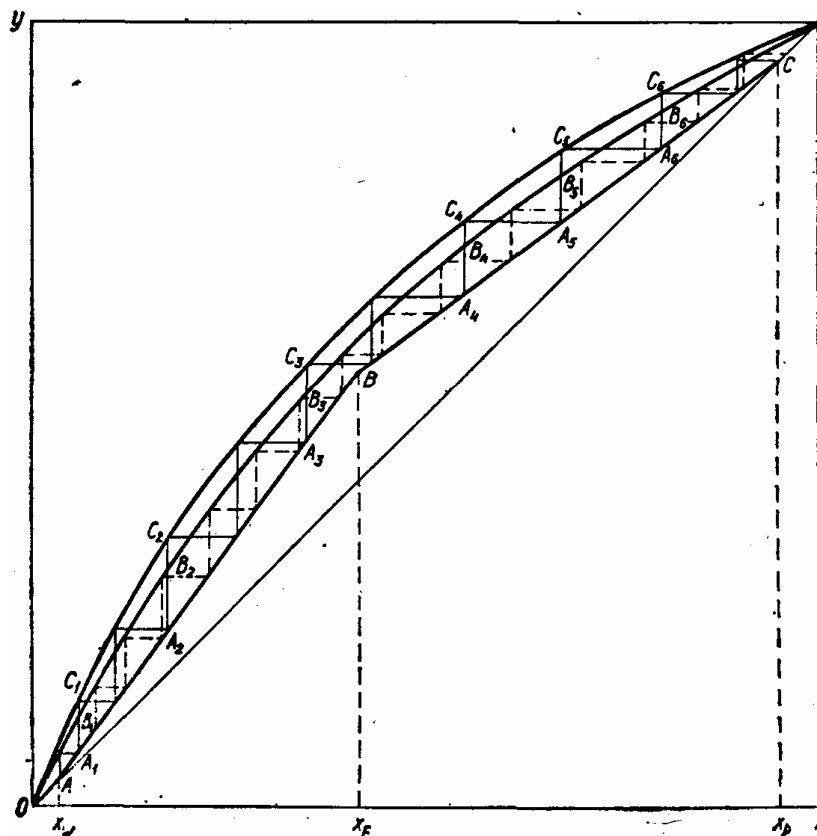


Рис. 3.32. Определение числа реальных тарелок.

Для этого при каждом заданном значении флегмового числа строят на диаграмме $x - y$ рабочие линии ректификации, между ними и равновесной линией проводят отрезки, параллельные осям координат (рис. 3.32). Число треугольников, образующихся в результате такого построения в пределах изменения концентраций $x_P - x_F$, будет соответствовать числу теоретических тарелок N_T в верхней части колонны, а число треугольников, образующихся в пределах изменения концентраций $x_F - x_W$, - числу теоретических тарелок N_T в нижней части колонны.

Результаты расчета представляют в виде табл 3.2.

Таблица 3.2

Результаты расчета

$R/R_{\min}$	1,1	1,2	1,3	1,5	2,0	2,5	3	3,5	4,0	4,5	5,0
R											
N_T											

Начиная с некоторой величины R , дальнейшее уменьшение флегмового числа может привести к резкому увеличению числа ступеней изменения концентрации. Поэтому по графику надо выбрать оптимальное значение $R_{\text{опт}}$, соответствующее такой точке кривой $R = f[(R+1)N_T]$, ниже которой с уменьшением R резко возрастает N_T .

Пример 3.8. Какое количество сточной воды F подается на очистку в ректификационную колонну непрерывного действия диаметром $D = 1000$ мм, если из колонны выводится $W = 3$ т/ч очищенной воды, скорость паров низкикипящего компонента (за-

грязняющего вещества) в свободном сечении колонны $w_G = 0,9$ м/с, флегмовое число $R = 2$, средняя плотность паров в колонне $\rho_G = 2,8$ кг/м³.

Решение. Количество сточной воды подаваемой в ректификационную колонну можно получить из уравнения материального баланса для количества входящих и выходящих потоков

$$F = P + W,$$

где P – количество дистиллята (загрязняющего вещества), выводимого из колонны

Количество паров низкокипящего компонента, проходящее через колонну, получим из уравнения расхода

$$G = \frac{\pi D^2}{4} w_G \rho_G 3600 = \frac{3,14 \cdot 1,0^2}{4} 0,9 \cdot 2,8 \cdot 3600 = 7121,5 \text{ кг/ч.}$$

Количество получаемого дистиллята (низкокипящего компонента – загрязняющего вещества)

$$P = \frac{G}{R + 1} = \frac{7121,5}{2 + 1} = 2374 \text{ кг/ч.}$$

Тогда искомая величина составит

$$F = 2374 + 3000 = 5374 \text{ кг/ч.}$$

Расчет числа реальных ступеней изменения концентрации (числа реальных тарелок).

В процессе ректификации состояние полного равновесия на тарелках не достигается, как это предполагается при графическом построении ступеней изменения концентрации

Определенное таким образом число ступеней является лишь теоретическим. Расчет числа реальных ступеней изменения концентрации производится методом последовательных приближений. С этой целью для ряда сечений по высоте колонны определяют средние составы паровой и жидкой фаз, а затем рассчитывают величины внутренних материальных потоков и эффективность.

Расчеты продолжают до тех пор, пока будет достигнута требуемая сходимость числа реальных тарелок. Разница в числе реальных тарелок не должна превышать долей тарелки.

Расчет диаметра и высоты ректификационных колонн.

Рабочую скорость пара w_p , по которой рассчитывают диаметр колонны, определяют через скорость захлебывания колонны w_z :

$$w_p = k w_z,$$

где k – коэффициент, зависящий от типа контактного устройства.

Скорость захлебывания колонны также рассчитывают с учетом характера массообменного процесса и типа контактного устройства.

Расстояние между тарелками ректификационных колонн следует выбирать таким, чтобы обеспечить минимальный механический унос парами частиц жидкости. Величина уноса зависит от многих факторов и не поддается точному теоретическому расчету. Поэтому расстояние между тарелками h выбирают на основе опытных данных. Для предварительного выбора h в зависимости от диаметра колонны D_k можно использовать следующие практические данные:

$D_k, \text{ м}$	0 – 0,6	0,6 – 1,2	1,2 – 1,8	1,8 и более
$h, \text{ м}$	0,150	0,300	0,450	0,600

Пример 3.9. В ректификационную колонну непрерывного действия подается для разделения смесь сточной воды с загрязняющим метанолом составом $x_F = 40$ % масс. метанола. Состав дистиллята $x_P = 90$ % масс. метанола. Определить состав x_W очищенной сточной воды по метанолу, если расходы исходной смеси и очищенной воды соответственно $F = 1000$ кг/ч и $W = 600$ кг/ч. Сколько пара поднимается по колонне при флегмовом числе $R = 2$? Какой диаметр D имеет ректификационная колонна, если средняя приведенная скорость поднимающихся паров $w_G = 1$ м/с и плотность паров $\rho_G = 1,7$ кг/м³?

Решение. Состав очищенной в колонне воды можно определить из уравнения материального баланса для низкокипящего компонента (метанола) $F x_F = P x_P + W x_W$:

$$x_W = \frac{F x_F - P x_P}{W},$$

где количество выводимого метанола P определим из уравнения материального баланса по общему количеству внешних потоков колонны

$$P = F - W = 1000 - 600 = 400 \text{ кг/ч.}$$

Тогда состав очищенной воды

$$x_W = \frac{F x_F - P x_P}{W} = \frac{1000 \cdot 0,4 - 400 \cdot 0,9}{600} = 0,066 = 6,6\%.$$

Количество поднимающегося пара в колонне определим по уравнению

$$G = P(R + 1) = 400(2 + 1) = 1200 \text{ кг/ч.}$$

Диаметр ректификационной колонны определим из уравнения расхода пара в колонне

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho_G w_G 3600}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1200}{3,14 \cdot 1,7 \cdot 1,0 \cdot 3600}} = 0,5 \text{ м.}$$

Глава 4. Аппараты для химической очистки сточных вод

Основными методами химической очистки производственных сточных вод являются нейтрализация и окисление. К окислительным методам относится также электрохимическая обработка.

Химическая очистка может применяться как самостоятельный метод перед подачей производственных сточных вод в систему оборотного водоснабжения, а также перед спуском их в водоем или в городскую канализационную сеть. Применение химической очистки в ряде случаев целесообразно (в качестве предварительной) перед биологической или физико-химической очисткой. Химическая обработка находит применение также и как метод глубокой очистки производственных сточных вод с целью их дезинфекции, обесцвечивания или извлечения из них различных компонентов. При локальной очистке производственных сточных вод в большинстве случаев предпочтение отдается химическим методам.

4.1. Установки для нейтрализации.

Производственные сточные воды от технологических процессов многих отраслей промышленности содержат щелочи и кислоты. В большинстве кислых сточных вод содержатся соли тяжелых металлов, которые необходимо выделять из этих вод. С целью предупреждения коррозии материалов канализационных очистных сооружений, нару-

шения биохимических процессов в биологических окислителях и водоемах, а также осаждения из сточных вод солей тяжелых металлов кислые и щелочные стоки подвергают нейтрализации.

Нейтрализацию осуществляют смешением кислых и щелочных сточных вод, добавлением реагентов, фильтрованием кислых вод через нейтрализующие материалы и абсорбцией кислых газов щелочными водами или абсорбцией аммиака кислыми водами. На практике реагент вводят в избытке (на 10 % больше расчетного количества).

Реакция нейтрализации - это химическая реакция между веществами, имеющими свойства кислоты и основания, которая приводит к потере характерных свойств обоих соединений. Наиболее типичная реакция нейтрализации в водных растворах происходит между гидратированными ионами водорода и ионами гидроксида, содержащимися соответственно в сильных кислотах и основаниях: $H^+ + OH^- = H_2O$. В результате концентрация каждого из этих ионов становится равной той, которая свойственна самой воде (около 10^{-7}), т.е. активная реакция водной среды приближается к $pH = 7$. При спуске сточных вод в водоем или в городскую канализационную сеть практически нейтральными следует считать смеси с $pH = 6,5 \dots 8,5$. Следовательно, подвергать нейтрализации следует сточные воды с pH менее 6,5 и более 8,5.

Наиболее часто сточные воды загрязнены минеральными кислотами: серной H_2SO_4 , азотной HNO_3 , соляной HCl , а также их смесями. Значительно реже в сточных водах встречаются азотистая HNO_2 , фосфорная H_3PO_4 , сернистая H_2SO_3 , сероводородная H_2S , плавиковая HF , хромовая H_2CrO_4 кислоты, а также органические кислоты: уксусная CH_3COOH , пикриновая $HOC_6H_2(NO_2)_3$, угольная H_2CO_3 , салициловая $C_6H_4(OH)_2$ и др.

При химической очистке применяют следующие способы нейтрализации:

- а) взаимная нейтрализация кислых и щелочных сточных вод;
- б) нейтрализация реагентами (растворы кислот, негашеная известь CaO , гашеная известь $Ca(OH)_2$, кальцинированная сода Na_2CO_3 , каустическая сода $NaOH$, аммиак NH_3OH);
- в) фильтрование через нейтрализующие материалы [известь, известняк CaO_3 , доломит $CaCO_3 \cdot MgCO_3$, магнезит $MgCO_3$, обожженный магнезит MgO , мел $CaCO_3$ (96...99 %)];
- г) нейтрализация щелочных сточных вод дымовыми газами.

Нейтрализация сточных вод путем смешения кислых сточных вод со щелочными. Режимы сброса сточных вод, содержащих кислоту и отработанную щелочь, как правило, различны. Кислые воды обычно сбрасываются в канализацию равномерно в течение суток и имеют постоянную концентрацию; щелочные воды сбрасываются периодически по мере того, как сбрасывается щелочной раствор. В связи с этим для щелочных вод часто необходимо устраивать регулирующий резервуар, объем которого должен быть достаточным, чтобы принять суточное количество щелочных сточных вод. Из резервуара эти воды равномерно выпускают в камеру реакции, где в результате смешения их с кислыми сточными водами происходит взаимная нейтрализация.

Нейтрализация сточных вод путем добавления реагентов. Если на промышленных предприятиях имеются только кислые или только щелочные сточные воды либо если невозможно обеспечить взаимную нейтрализацию, применяют реагентный метод нейтрализации. Этот метод наиболее широко используют для нейтрализации кислых сточных вод.

Процессы реагентной нейтрализации сточных вод осуществляются на нейтрализационных установках (рис. 4.1).

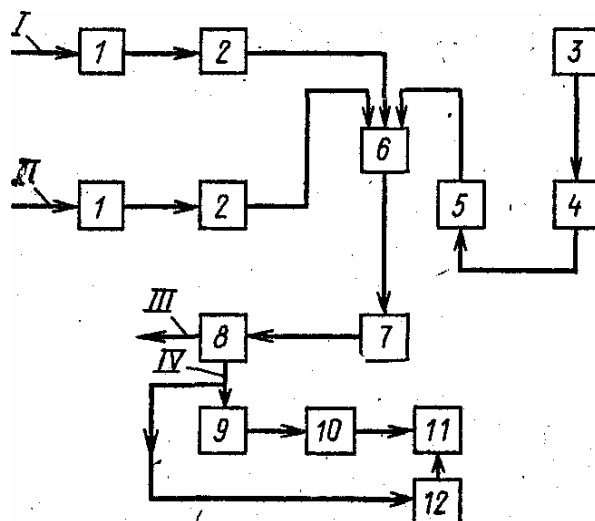


Рис. 4.1. Принципиальная схема станции реагентной нейтрализации:

I, II — подача соответственно кислых и щелочных сточных вод; III, IV — выпуск соответственно нейтрализованных сточных вод и осадка; 1 — песколовки; 2 — усреднители; 3 — склад реагентов; 4 — растворные баки; 5 — дозатор; 6 — смеситель; 7 — нейтрализатор; 8 — отстойник; 9 — осадкоуплотнитель; 10 — вакуум-фильтр; 11 — накопитель обезвоженных осадков; 12 — шламовые площадки.

Выбор реагента для нейтрализации кислых сточных вод зависит от вида кислот и их концентрации, а также от растворимости солей, образующихся в результате химической реакции. Для нейтрализации минеральных кислот применяют любой щелочной реагент, но чаще всего известь и карбонаты кальция или магния в виде суспензии. Известь для нейтрализации применяют в виде известкового молока 5 %-ной концентрации или в виде порошка. Наибольший эффект достигается при измельчении до частиц размером 5...10 мкм (60...70 %) и до 10...100 мкм (30...40 %). Для приготовления известкового молока известь гасят в известегасилках, барабанных аппаратах или шаровых мельницах.

Схема аппарата для безотходного гашения показана на рис. 4.2. Барабан диаметром 1300 мм вращается на горизонтальном валу с частотой 23...25 мин⁻¹. В барабан загружают чугунные шары диаметром 50 и 70 мм. Производительность барабана по извести 12...15 т/сут.

Для перемешивания реагента со сточной водой применяют гидравлические и механические смесители.

где B — содержание активной CaO в используемой извести, %; x_1, x_2 — количество активной CaO , необходимой соответственно для осаждения металлов и для нейтрализации свободной серной кислоты, кг; x_3 — количество образующихся гидроксидов металлов, кг; y_1, y_2 — количество сульфата кальция, образующегося при осаждении соответственно металлов и при нейтрализации свободной серной кислоты, кг.

Если значение третьего члена в формуле отрицательно, то он не учитывается.

Объем осадка V_{oc} , %, образующегося при нейтрализации 1 м³ сточной воды, можно найти по уравнению

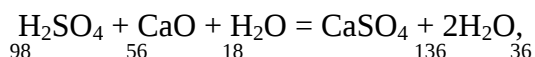
$$V_{oc} = \frac{100M}{100 - w_{вл}},$$

где $w_{вл}$ — влажность осадка, %.

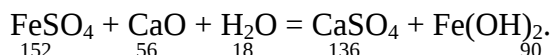
Пример 4.1. Требуется рассчитать установку для нейтрализации сточных вод металлургического завода при следующих исходных данных: расход сточных вод, включающих отработавшие травильные растворы, регенерация которых экономически нецелесообразна, промывные воды и смывы с полов $Q = 315$ м³/сут; поступление стоков на нейтрализационную установку носит периодический характер; содержание серной кислоты в сточных водах $C = 12$ кг/м³, а сульфата железа $C_1 = 10$ кг/м³.

Предусматривают нейтрализацию отработавших травильных растворов негашеной известью в виде известкового молока, при этом происходят следующие реакции:

— с серной кислотой:



— сульфатом железа:



На основании вышеприведенных реакций и исходных данных по содержанию свободной кислоты и связанного железа в сточных водах определяем расход извести на нейтрализацию кислых сточных вод и осаждение железа по формуле

$$G = K \frac{100}{B} (aC + b_1C_1)Q.$$

По табл. 4.1 определяем удельный расход негашеной извести на нейтрализацию серной кислоты $a = 0,56$, а по табл. 4.2 — количество негашеной извести, требуемое для перевода железа из растворенного состояния в осадок, $b_1 = 1,0$ (в пересчете на сульфат железа FeSO_4 $b_1 = 0,37$).

Таблица 4.1

Количество реагентов для нейтрализации 100 %-х кислот и щелочей

Щелочи	Кислоты			
	Серная	Соляная	Азотная	Уксусная
Негашеная известь	0,56/1,79	0,77/1,30	0,46/2,2	0,47/2,15
Гашеная известь	0,76/1,32	1,01/0,99	0,59/1,7	0,62/1,62
Кальцинированная сода	1,08/0,93	1,45/0,69	0,84/1,19	0,88/1,14
Каустическая сода	0,82/1,22	1,1/0,91	0,64/1,57	0,67/1,5
Аммиак	0,35/2,88	0,47/2,12	0,27/3,71	

Примечание. В числителе показан расход щелочи на 1 г кислоты, в знаменателе — расход кислоты на 1 г щелочи.

Таблица 4.2

Количество реагентов, требуемое для удаления металлов

Металлы	Реагенты			
	CaO	Ca(OH) ₂	Na ₂ CO ₃	NaOH
Цинк	0,85	1,13	1,6	1,22
Никель	0,95	1,26	1,8	1,36
Медь	0,88	1,16	1,66	1,26
Железо	1,0	1,32	1,9	1,43
Свинец	0,27	0,36	0,51	0,38

Для известкового молока $K = 1,1$; $B = 50 \%$

$$G = 1,1 \frac{100}{50} (0,5612 + 0,3710) 315 = 7221 \text{ кг/сут.}$$

Известь приготавливают в виде известкового молока в растворных баках общей емкостью

$$V = \frac{G}{\rho n z} 100 = \frac{7,221}{1000 \cdot 6 \cdot 7,5} 100 = 16 \text{ м}^3,$$

где ρ — плотность воды, $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$; n — число заготовок известкового молока в сутки, $n = 6$; z — концентрация известкового молока по гашеной извести, $z = 7 \%$.

Принимаем два железобетонных бака прямоугольной формы, размерами 3×3 и глубиной наполнения $1,8 \text{ м}$; в баках устанавливают лопастные мешалки с вертикальной осью и частотой вращения 40 мин^{-1} .

Известковое молоко из растворных баков подаем в дозатор. Расход известкового молока

$$q_{из} = \frac{n V \cdot 1000}{3600 \cdot 24} = \frac{616}{86,4} = 1,11 \text{ л/с.}$$

Общий расход нейтрализуемого отработавшего травильного раствора $q_{ст}$ и известкового молока

$$q_{общ} = q_{ст} + q_{из} = 3,65 + 1,11 = 4,76 /$$

Смешение нейтрализуемого раствора с известковым молоком производят в смесителе, время перемешивания $t_{см} = 5 \text{ мин}$. Вместимость смесителя

$$V_{см} = q_{общ} 60 t_{см} / 1000 = 4,76 \cdot 60 \cdot 5 / 1000 = 1,43 \text{ м}^3.$$

Смеситель принимают круглым в плане со следующими размерами $D_{см} = 1,4 \text{ м}$; $H_{см} = 1 \text{ м}$. В смесителе устанавливают лопастную мешалку с частотой вращения 40 мин^{-1} .

Из смесителя сточные воды подают в проточную камеру нейтрализации, объем которой рассчитывают, исходя из продолжительности нейтрализации $t_n = 30 \text{ мин}$:

$$V_n = q_{общ} 60 t_n / 1000 = 4,76 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 8,6 \text{ м}^3.$$

Размеры камеры нейтрализации в плане $2,4 \times 2,4 \text{ м}$, глубина $1,5 \text{ м}$; камеру нейтрализации оборудуют мешалкой с частотой вращения 40 мин^{-1} .

После нейтрализации сточные воды подают в отстойники вертикального типа с продолжительностью отстаивания не менее 2 ч.

Нейтрализация кислых сточных вод путем фильтрования через нейтрализующие материалы. Нейтрализация соляно- и азотнокислых, а также сернокислых сточных вод при концентрации серной кислоты не более 1,5 г/л происходит на непрерывно действующих фильтрах. В качестве загрузки применяют такие нейтрализующие материалы, как доломит, известняк, магнезит, мел, мрамор и др. Крупность фракций материала загрузки 3...8 см; расчетная скорость фильтрования зависит от вида загрузочного материала, но не более 5 м/ч; продолжительность контакта не менее 10 мин. Высоту загрузки H для сточных вод, содержащих HCl и HNO_3 принимают равной 1...1,5 м, а содержащих H_2SO_4 — равной 1,5...2 м. Вода фильтруется сверху вниз или снизу вверх.

Применение таких фильтров возможно при условии отсутствия в кислых сточных водах растворенных солей металлов, поскольку при $\text{pH} > 7$ они будут выпадать в осадок в виде труднорастворимых соединений, которые полностью забивают поры фильтра. Ограничивается применение нейтрализующих фильтров при подаче на них сернокислых сточных вод с концентрацией серной кислоты более 1,5 г/л.

Установка состоит из усреднителя, устройств для дробления и классификации загрузки, дозаторов, насосов для перекачки промывных вод и аппаратов для удаления взвешенных веществ из промывных вод.

При нейтрализации сточной воды на вертикальном фильтре высоту слоя загрузочного материала H , см, определяют по эмпирической формуле

$$H = Kd^n(3 + \lg b)\sqrt{v},$$

где K и n — эмпирические константы; d — диаметр зерен загрузочного материала, мм; b — концентрация кислоты, г-экв./л; v — скорость фильтрования, равная 4...8 м/ч.

Величина n относительно постоянна и в среднем равна 1,47. Величина K зависит от сорта доломита.

После определения величины H подсчитывают площадь фильтрования f , м^2 , по формуле

$$F = q/v,$$

где q — расход нейтрализуемых сточных вод, $\text{м}^3/\text{с}$; v — скорость фильтрования, м/с.

Далее определяют суточный расход реагента M , т/сут (загрузочного материала):

$$M = a C Q/1000,$$

где a — расход щелочного реагента на нейтрализацию; A — концентрация кислоты, $\text{кг}/\text{м}^3$; Q — расход нейтрализуемых сточных вод, $\text{м}^3/\text{сут}$.

Так как полное (100 %-ное) использование активной части загрузочного материала фильтра практически невозможно, вводится коэффициент для определения фактического расхода материала $M_{\text{ф}}$ (например, для доломита $M_{\text{ф}} = 1,5 M$).

В зависимости от высоты слоя загрузочного материала, площади фильтрования и местных условий назначается число фильтров и определяются их конструктивные размеры в плане.

Продолжительность работы фильтра без перегрузки определяется по формуле

$$\tau = \frac{H F \rho}{M k},$$

где ρ — плотность загрузочного нейтрализующего материала (для доломита, известняка и мрамора $\rho = 2800 \text{ кг}/\text{м}^3$, магнезита — $3000 \text{ кг}/\text{м}^3$, мела — $2700 \text{ кг}/\text{м}^3$); M —

расход реагента, кг/сут; k — коэффициент, учитывающий неполноту использования загрузочного материал.

Длину горизонтального фильтра-нейтрализатора находят по формуле (в м)

$$L = v\tau.$$

Продолжительность контакта сточных вод с загрузочным материалом:

$$\tau = \frac{6k_1 d^{1,2}}{\sqrt{v}} (3 + \lg C),$$

где k_1 — коэффициент, характеризующий активность материала (для подмосковного доломита $k_1 = 1,87$, уральского — $3,96$); d — средний диаметр материала загрузки, см; C — концентрация кислоты в воде, г-экв./л.

Аппаратуру и трубопроводы изготовляют из кислотоупорных материалов.

Нейтрализация дымовыми газами. Применение для нейтрализации щелочных сточных вод отходящих газов, содержащих CO_2 , SO_2 , NO_2 и другие кислые газы, позволяет не только нейтрализовать сточные воды, но и одновременно осуществлять высокоэффективную очистку самих газов от вредных компонентов. Нейтрализация производится в колонной абсорбционной аппаратуре, расчет которой основан на закономерностях хемосорбции.

4.2. Аппараты для окисления примесей сточных вод.

Окислительный метод очистки применяют для обезвреживания сточных вод, содержащих токсичные примеси (цианиды, комплексные цианиды меди и цинка) или соединения, которые нецелесообразно извлекать из сточных вод, а также очищать другими методами (сероводород, сульфиды).

В качестве окислителей используют хлор, гипохлорит кальция и натрия, хлорную известь, диоксид хлора, озон, технический кислород и кислород воздуха, пиролюзит, пероксид водорода, оксиды марганца, перманганат и бихромат калия.

Установки хлорирования. Обезвреживание сточных вод хлором или его соединениями — один из самых распространенных способов их очистки от ядовитых цианидов, а также от таких органических и неорганических соединений, как сероводород, гидросульфид, сульфид, метилмеркаптан и др.

В зависимости от агрегатного состояния вводимых в воду хлора или хлорсодержащих реагентов определяется технология обработки сточных вод. Если эту воду обрабатывают газообразным хлором или диоксидом хлора, то процесс окисления осуществляется в абсорберах; если хлор или диоксид хлора находится в растворе, то их подают в смеситель и далее в контактный резервуар, в которых обеспечиваются эффективное их смешивание и требуемая продолжительность контакта со сточной водой.

Установки для хлорирования сточных вод с использованием жидкого хлора состоят из узлов испарения жидкого хлора, дозирования газообразного хлора и обезвреживания хлорной воды. Хлор растворяется в воде только в газообразном состоянии, поэтому жидкий хлор испаряют в емкостных или змеевиковых испарителях.

Для обеззараживания сточных вод из хлорсодержащих реагентов готовят водный раствор, смешивают его со сточной водой и смесь направляют в контактные резервуары.

Расход хлорной извести, кг/ч, определяют по зависимости

$$G_{\text{из}} = 100 d' Q/z,$$

объем хлорного раствора, м^3 , определяют по формуле

$$V = Q d / k_{из},$$

где d — доза активного хлора в реагенте, кг/м³; Q — объем воды, м³; z — содержание активного хлора в хлорной извести, %; $k_{из}$ — концентрация раствора хлорной извести, кг/м³.

Хлорный раствор готовят в растворных баках. Емкость растворных баков

$$V_6 = Q d / (k_{из} n),$$

где n — число затворений хлорной извести в сутки, $n = 2 \dots 6$ раз.

Пример 4.2. Рассчитать хлораторную установку и сооружения для смешения и контакта воды с хлором для очистной станции на полную биологическую очистку производительностью $Q_{ср.сут} = 20$ тыс. м³/сут.

Решение. Средний секундный расход воды на очистную станцию составит:

$$q_{ср} = Q_{ср.сут} / (24 \cdot 3600) = 20000 / (24 \cdot 3600) = 0,23 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{общ} = 1,39$. Максимальный часовой расход сточной воды

$$Q_{\max.ч} = Q_{ср.сут} K_{общ} / 24 = 20000 \cdot 1,39 / 24 = 1158 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Принимаем дозу хлора для дезинфекции вод $D_{хл} = 3 \text{ г/м}^3$. Расход хлора за 1 ч при максимальном расходе

$$q_{хл} = D_{хл} Q_{\max.ч} / 1000 = 3 \cdot 1158 / 1000 = 3,47 \text{ кг/ч}.$$

Расход хлора в сутки

$$q_{хл}' = D_{хл} Q_{ср.сут} / 1000 = 3 \cdot 20000 / 1000 = 60 \text{ кг/сут}.$$

В хлораторной предусматривается установка двух хлораторов. Один хлоратор — рабочий, а другой — резервный.

Для обеспечения полученной производительности в 1 ч необходимо иметь следующее количество баллонов-испарителей:

$$n_{бал} = q_{хл} / S_{бал} = 3,47 / 0,5 = 7 \text{ шт.}$$

где $S_{бал} = 0,5 \dots 0,7 \text{ кг/ч}$ — съём хлора с одного баллона.

Принимаем баллоны объемом 20 л содержащими 25 кг жидкого хлора.

Для обеспечения контакта хлора со сточной водой запроектируем контактные резервуары по типу горизонтальных отстойников.

Их объем

$$V_{к.р} = Q_{\max.ч} T / 60 = 1158 \cdot 30 / 60 = 579 \text{ м}^3.$$

где $T = 30$ мин — продолжительность контакта хлора со сточной водой.

При скорости движения сточных вод в контактных резервуарах $v = 10 \text{ мм/с}$ длина резервуара

$$L = v T = 10 \cdot 30 \cdot 60 / 1000 = 18 \text{ м}.$$

Площадь поперечного сечения резервуара

$$F = V_{к.р} / L = 579 / 18 = 32,2 \text{ м}^2.$$

При глубине $H = 2,8 \text{ м}$ и ширине каждой секции $b = 6 \text{ м}$ количество секций

$$n = F / (b H) = 32,2 / (6 \cdot 2,8) = 2 \text{ шт.}$$

Фактическая продолжительность контакта воды с хлором, час, максимального притока воды

$$T = V / Q_{\max.ч} = n b H L / Q_{\max.ч} = 2 \cdot 6 \cdot 2,8 \cdot 18 / 1158 = 0,52 \text{ ч} = 31 \text{ мин}.$$

Окисление кислородом воздуха. Для окисления сульфидных сточных вод целлюлозных, нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов также применяется кислород. Реакция окисления идет в жидкой фазе при повышенных температуре и давлении. С повышением температуры и давления скорость реакции и глубина окисления сульфидов и гидросульфидов увеличиваются. Теоретически на 1 г сульфидной серы

расходуется 1 г кислорода. Для полного окисления черного щелока (с концентрацией сульфида 6 г/л) при температуре 80...100 °С под давлением 0,1...0,8 МПа требуется 5,4 кг кислорода или 28 м³ воздуха на 1 м³ щелока; продолжительность контакта при этом составляет 1 мин.

На рис. 4.3 приведена принципиальная схема установки по окислению сульфидов, содержащихся в сточных водах, кислородом воздуха.

Сточная вода поступает в приемный резервуар и через теплообменник подается в окислительную колонну, а воздух — в нижнюю часть колонны. Влага из отработанного воздуха конденсируется в сепараторе, откуда направляется в приемный резервуар. Сточные воды после окисления охлаждаются в холодильнике и поступают на дальнейшую очистку. Необработанная сточная вода подогревается водяным паром и теплотой конденсата.

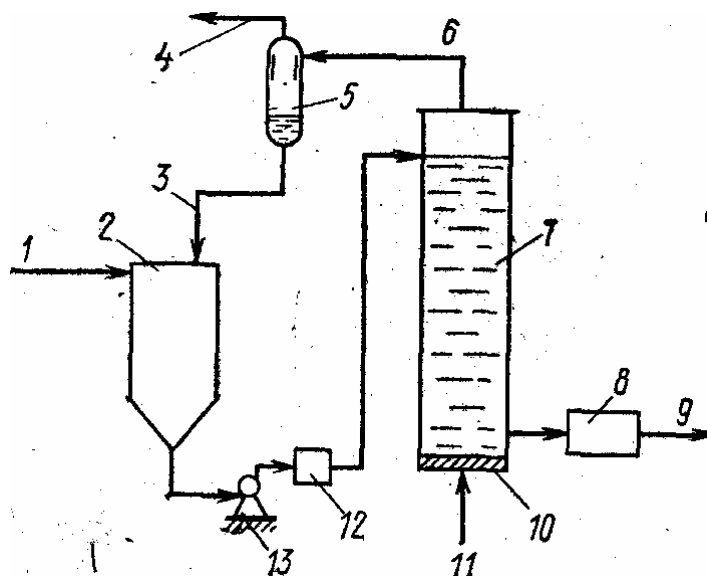


Рис. 4.3. Принципиальная схема установки по окислению сульфидов кислородом воздуха:

1 — подача сточной воды; 2 — приемный резервуар; 3, 4, 6 — выпуск соответственно конденсата, отработанного воздуха и увлажненного отработанного воздуха; 5 — сепаратор; 7 — окислительная колонна; 8 — холодильник; 9 — выпуск обработанных сточных вод; 10 — воздухораспределительное устройство; 11 — подача воздуха; 12 — теплообменник; 13 — насос.

Установки для озонирования. Озон является сильным окислителем и обладает способностью разрушать в водных растворах при нормальной температуре многие органические вещества и примеси. При давлении 0,1 МПа и температуре 0 °С растворимость озона в воде составляет 0,4 г/л. Растворимость озона в воде зависит также от активной реакции среды, наличия кислот, щелочей и солей. Озон самопроизвольно диссоциирует на воздухе и в водных растворах, распадаясь на молекулу и атом кислорода. Скорость распада в водном растворе возрастает с увеличением содержания, значений pH и температуры воды.

По сравнению с другими окислителями, например хлором, озон, имеет ряд преимуществ. Его можно получать непосредственно на очистных установках, причем

сырьем служит технический кислород или атмосферный воздух. Перспективность применения озонирования, как окислительного метода обусловлена также тем, что оно не приводит к увеличению солевого состава очищаемых сточных вод, не загрязняет воду продуктами реакции.

Озонирование применяется для очистки сточных вод от фенолов, нефтепродуктов, сероводорода, соединений мышьяка, ПАВ, цианидов, красителей, канцерогенных ароматических углеводородов, пестицидов и др. Для окисления этих веществ озоноздушную смесь вводят в воду, в которой озон диссоциирует. Растворимость озона в воде зависит от pH воды. В слабощелочной среде озон диссоциирует очень быстро, а в кислотной — проявляет большую стойкость.

В процессе обработки сточных вод озон, подаваемый в камеру реакции в виде озонкислородной или озоноздушной смеси, вступает в химические реакции с загрязняющими сточные воды веществами.

Озон получают в генераторах из кислорода воздуха под действием электрического разряда. Генераторы озона подразделяются на цилиндрические с трубчатыми горизонтальными или вертикальными электродами, плоские с пластинчатыми электродами и центральным коллектором или продольной циркуляцией.

Принципиальная схема озонатора с горизонтальными трубчатыми электродами приведена на рис. 4.4, а пластинчатого с центральным коллектором на рис. 4.5.

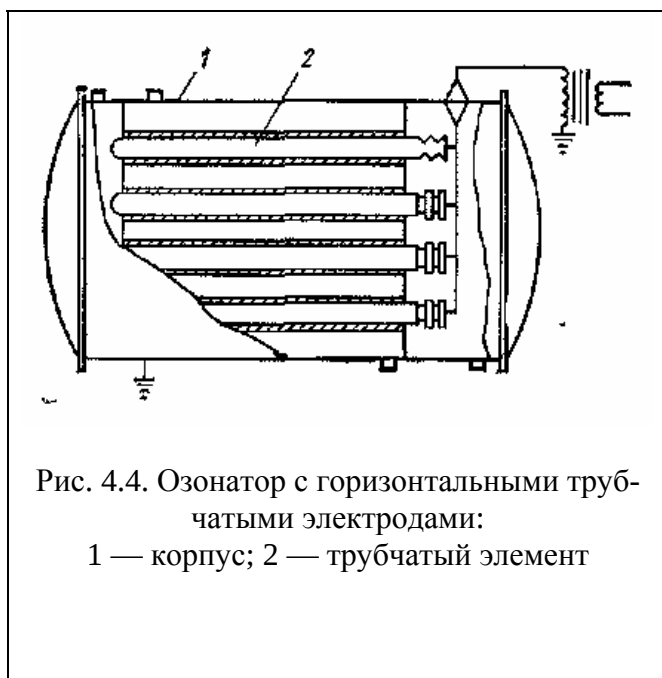


Рис. 4.4. Озонатор с горизонтальными трубчатыми электродами:
1 — корпус; 2 — трубчатый элемент

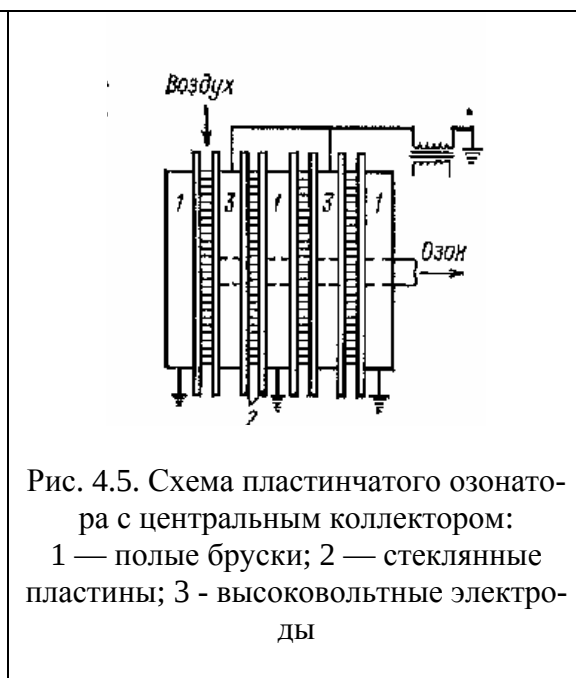
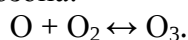


Рис. 4.5. Схема пластинчатого озонатора с центральным коллектором:
1 — полые брусочки; 2 — стеклянные пластины; 3 - высоковольтные электроды

Разряд образуется в узком газовом пространстве между двумя электродами, к которым подведен ток напряжением 5...25 тыс. вольт. Воздух движется вдоль оси озонирующих элементов в кольцевом пространстве между концентрически расположенными электродами. Молекулы кислорода под действием электрических разрядов дробятся, и образовавшиеся атомы легко присоединяются к целым молекулам вследствие их молекулярного сродства, образуя молекулу озона:



Производительность озонатора и расход электроэнергии на получение озона в значительной степени зависят от влагосодержания поступающего в озонатор воздуха, его температуры, концентрации кислорода, а также от конструкции озонатора и способа подачи озono-воздушной смеси в реактор.

Отношение потребляемой мощности N (в Вт) к производительности по озону q_{oz} (в г/ч)

$$\Xi = N/q_{oz}$$

называют к. п. д. озонаторной установки.

Озонаторные установки для очистки сточных вод состоят: из аппаратов для очистки и осушки воздуха, озонаторов, камер контакта озона с обрабатываемой водой, оборудования для утилизации остаточного озона. Атмосферный воздух подают на фильтр, где он очищается от пыли, после чего направляется в водоотделитель капельной влаги, а затем осушается на адсорбционных установках. Осушенный воздух подвергается тонкой очистке от пыли, а затем направляется в озонатор.

Расход электроэнергии на получение 1 кг озона из хорошо осушенного воздуха для озонаторов различных типов составляет 13...29 кВт·ч, а из неосушенного воздуха — 43...57 кВт·ч. Расход электроэнергии на осушение воздуха и его компрессию для получения 1 кг озона 6...10 кВт·ч.

В обрабатываемую воду озон вводят различными способами: барботированием воздуха, содержащего озон, через слой воды (распределение воздуха происходит через фильтросные пластины или пористые трубки); смешением воды с озonoвоздушной смесью в эжекторах или специальных роторных механических смесителях, в абсорберах различной конструкции.

При расчете контактных реакционных камер прежде всего определяют площадь распыливающих элементов, которые размещают у дна камеры для равномерного распределения озono-воздушной смеси в воде. В качестве распределительных устройств используют металлокерамические или керамические трубы с порами размером соответственно 40...100 или 60...100 мкм, оптимальный режим диспергирования которых наблюдается при интенсивности-распыления соответственно 76...91 и 20...26 м³/(м²·ч).

Коэффициент поглощения озона определяют по формуле

$$\eta = 1 - (1 - 0,1H_1)^\beta ;$$

$$\beta = -(0,113 - 0,0017 \cdot t) \frac{H \cdot f}{0,25 - Q/F_k} ,$$

где H_1 — высота слоя воды в колонне, м; t — температура воды, °C; f — отношение поверхности пузырька к его объему, мм⁻¹; Q — расход воды, м³/с; F_k — площадь сечения колонны, м².

Общая площадь всех распыливающих элементов, м², контактной камеры барботажного типа $f_{общ}$ находится из соотношения

$$f_{общ} = Q \cdot d_{oz} / (C \cdot \omega),$$

где d_{oz} — требуемая доза озона, г/м³; определяется экспериментально; C — концентрация озона в смеси, г/м³; ω — интенсивность распыления на единицу площади пористых распылителей, м³/(м²·ч).

Число распыливающих элементов при площади одного элемента f_3 :

$$n = f_{общ} / f_3.$$

Металлокерамические распылительные трубы по дну контактных камер расположены на расстоянии 0,4 м, а керамические — на расстоянии 0,5 м.

Общий объем контактной камеры V равен

$$V = k_{\text{пр}} Q \tau,$$

где $k_{\text{пр}}$ — коэффициент увеличения объема воды вследствие продувки озоновоздушной смеси, $k_{\text{пр}} = 1,1$; τ — время пребывания воды в камере, ч.

Необходимое количество озона, кг/ч, находят из соотношения

$$D_{\text{оз}} = d_{\text{оз}} Q/1000.$$

Число озонаторов равно

$$n = k D_{\text{оз}}/q_{\text{оз}},$$

где k — коэффициент запаса, принимаемый равным 1,05...1,1; $q_{\text{оз}}$ — производительность одного озонатора, кг/ч.

Обработка сточной воды состоит из двух процессов: растворения озона в воде и химического взаимодействия с окисляемыми веществами. Таким образом, озонирование представляет собой процесс абсорбции, сопровождаемой необратимой химической реакцией в жидкой фазе.

Пример 4.3. Рассчитать основные размеры трубчатого озонатора для очистки $Q_{\text{в}} = 48500 \text{ м}^3/\text{сут}$ сточных вод при максимальной расходной дозе озона $q_{\text{оз. max}} = 5 \text{ г/м}^3$ и среднегодовой $q_{\text{ср}} = 2,6 \text{ г/м}^3$ при продолжительности контакта озона с водой 6 мин.

Решение:

1. Максимальный часовой расход озона

$$M_{\text{оз}} = \frac{Q_{\text{в}} q_{\text{оз. max}}}{24 \cdot 1000} = \frac{48500 \cdot 5}{24 \cdot 1000} = 10,1 \text{ кг/ч.}$$

2. Расход озона через один озонатор.

В схеме необходимо с точки зрения надежности, иметь не менее двух озонаторов. Тогда максимальный часовой расход озона через один озонатор составит:

$$M_{\text{оз.1}} = M_{\text{оз}}/2 = 10,1/2 = 5,05 \text{ кг/ч.}$$

При выборе серийных озонаторов по табл. 4.3 в нашем примере расчетным условиям отвечает озонатор типа ОПТ-510 с производительностью по озону 6 кг/ч. В установке должно быть три озонатора: два работающих и один резервный.

Таблица 4.3

Характеристика озонаторов трубчатого типа

Тип озонатора	Производительность по озону, кг/ч	Концентрация озоновоздушной смеси, %	Расход воздуха, м ³ /ч	Расход охлаждающей воды, м ³ /ч	Напряжение на электродах, кВт
ОП-4	1	16—17	40	1	10
ОП-6	2	14—16	80	3	10
ОП-121	1,6	14—16	120	10	16
ОП-315	3,8	12—14	300	30	18
ОПТ-510	6	12—14	450	50	18
Шуази	8,3	18—20	450	45	20

3. Активная мощность разряда озонатора, Вт, рассчитывается по формуле

$$U = \frac{2}{\pi} u_p \omega [C_s (u_a - u_p) - C_n u_p],$$

где u_p — напряжение в разрядном промежутке, В; ω — круговая частота тока, Гц; C_s и C_n — электрическая емкость соответственно электродов и разрядного промежутка, Ф; u_a — рабочее напряжение, подводимое к озонатору, В.

Для данных условий принимаем $u_a = 20000$ В; $\omega = 50$ Гц; $C_3 = 26,1$ мкФ и $C_n = 0,4$ мкФ.

Основной деталью озонатора являются стеклянные диэлектрические трубки, заплавленные с одного конца и имеющие на внутренней поверхности графитовые покрытия. В стальные трубки внутренним диаметром $d_1 = 103$ мм вставлены стеклянные трубки наружным диаметром $d_2 = 98$ мм. Концентрический зазор между трубками шириной 2,5 мм служит разрядным промежутком.

Величина потенциала разряда через разрядный промежуток составляет 2000 В на каждый его линейный миллиметр. Так как в озонаторе принятого трубчатого типа ширина разрядного промежутка составляет 2,5 мм, то, потенциал разряда будет $u_p = 2,5 \cdot 2000 = 5000$ В.

Тогда активная мощность разряда озонатора будет равна

$$U = \frac{2}{3,14} 5000 \cdot 50 [26,110^{-6} (20000 - 5000) - 0,410^{-6} 5000] = 62020 \text{ Вт} = 62 \text{ кВт}.$$

5. Площадь поперечного сечения кольцевого разрядного промежутка определяется на основе данных о трубчатом элементе:

$$f_p = \frac{\pi}{4} (d_1^2 - d_2^2) = 0,785 (0,103^2 - 0,098^2) = 0,0007 \text{ м}^2.$$

6. Расход сухого воздуха через одну трубку озонатора.

Скорость прохода сухого воздуха через кольцевой разрядный промежуток в целях наибольшей экономии расхода электроэнергии рекомендуется в пределах $v_b = 0,15 \dots 0,2$ м/с.

Тогда расход сухого воздуха через одну трубку озонатора

$$q_b = f_p v_b 3600 = 0,0007 \cdot 0,2 \cdot 3600 = 0,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

7. Расход сухого воздуха через озонатор, обеспечивающий расчетную производительность по озону при коэффициенте весовой концентрации озона $K_{O_3} = 20$ г/м³

$$M_{\text{воз}} = M_{O_3} / K_{O_3} = 5,05 / 0,02 = 253 \text{ кг/ч}.$$

8. Минимальное количество трубчатых элементов в озонаторе

$$n_{\text{тр}} = M_{\text{воз}} / q_b = 253 / 0,5 = 506 \text{ шт.}$$

Примем четное число трубчатых элементов 510 шт.

Необходимая площадь поперечного сечения контактной камеры для смешения озонозонодушной смеси с водой в плане

$$F_{\kappa} = \frac{Q_{\text{час}} T}{n H},$$

где $Q_{\text{час}}$ — расход озонируемой воды, м³/ч; T — продолжительность контакта озона с водой; принимается в пределах 5...10 мин; n — количество контактных камер; H — глубина слоя воды в контактной камере, м; принимается обычно равной 4,5...5 м.

При $Q_{\text{час}} = 2020$ м³/ч, $T = 0,1$ ч, $n = 2$ и $H = 5$ м:

$$F_{\kappa} = \frac{2020 \cdot 0,1}{2 \cdot 5} = 20,2 \text{ м}^2.$$

Электрохимическое окисление. Электрохимические методы очистки основаны на электролизе сточных вод. Основу электролиза составляют два процесса: анодное окисление и катодное восстановление. На аноде в зависимости от солевого состава обрабатываемых сточных вод и условий электролиза выделяются кислород и галогены, а также окисляются некоторые присутствующие в сточных водах органические вещества.

На катоде происходит выделение газообразного водорода и восстановление некоторых присутствующих в сточных водах органических веществ.

В качестве анода используются электролитически нерастворимые материалы (уголь, графит, магнетит, диоксиды свинца, магния, рутения), нанесенные на титановую основу. В качестве катода обычно используются свинец, цинк и легированная сталь. Чтобы предотвратить смешение продуктов электролиза, особенно газов (водорода и кислорода), которые могут образовать взрывоопасные смеси, применяют керамические, полиэтиленовые, асбестовые и стеклянные диафрагмы, разделяющие анодное и катодное пространство.

Электрохимическую обработку окислением целесообразно применять при очистке концентрированных органических и неорганических загрязнений и небольших расходах сточных вод. Применение электрохимических методов очистки не требует предварительного разбавления сточных вод, не вызывает увеличения их солевого состава, позволяет утилизировать ценные примеси из сточных вод, упрощает технологическую схему очистки и эксплуатацию сооружений и сокращает площади, занимаемые под очистные сооружения, по сравнению с методами реагентной обработки. Основными недостатками электрохимического метода очистки сточных вод являются значительные энергетические затраты и расход металла, необходимость очистки поверхности электродов и межэлектродного пространства от механических примесей.

В процессе анодного окисления происходит деструкция органических веществ с получением промежуточных или конечных продуктов окисления (органических кислот, CO_2 , H_2O). Процесс осуществляется в электролитических ваннах, разделенных на несколько отсеков, в которых обрабатываемые воды перемешиваются сжатым воздухом.

При электролизе отработанных травильных растворов, содержащих FeSO_4 и свободную H_2SO_4 , регенерируется 80...90 % серной кислоты и получается порошкообразное металлическое железо (25...50 кг из 1 м³ раствора).

Большое значение при электрохимическом окислении имеет плотность тока. В целях повышения электропроводимости сточных вод, снижения расхода электроэнергии и интенсификации процесса окисления в сточные воды добавляют минеральные соли (5...10 г/л хлорида натрия).

Электролиз сточных вод проводят при электродной плотности тока 30...100 А/м² и объемной плотности 1...3 А/л. Удельный расход электроэнергии для обеспечения 100 %-ной очистки от цианидов (при начальном содержании 200 г/м³) составляет 0,2 кВт ч на 1 г цианид-иона. При этом на катоде в виде осадков утилизируется до 80 % общего количества цветных металлов, содержащихся в сточных водах.

Радиационное окисление. При действии излучений высоких энергий на водные среды, содержащие различные органические вещества, возникает большое число окислительных частиц, обуславливающих процессы окисления. Радиационно-химические превращения протекают не за счет радиоллиза загрязняющих воду веществ, а за счет реакции этих веществ с продуктами радиоллиза воды: $\text{OH}^\cdot$, $\text{HO}_2^\cdot$ (в присутствии кислорода), H_2O_2 , H^+ и $e_{\text{гидр}}^-$ (гидратированный электрон), первые три из которых являются окислителями. В качестве источников излучения могут быть использованы: радиоактивные кобальт и цезий, тепловыделяющие элементы, радиационные контуры, ускорители электронов.

Имеется опыт радиационной очистки сточных вод, содержащих ПАВ, фенолы, цианиды, красители, инсектициды, лигнин.

Глава 5. Процессы и аппараты для биологической очистки сточных вод

Биологическое окисление — широко применяемый на практике метод очистки производственных сточных вод, позволяющий очистить их от многих органических примесей. Процесс этот, по своей сущности, природный, и его характер одинаков для процессов, протекающих в водоеме или очистном сооружении. Биологическое окисление осуществляется сообществом микроорганизмов (биоценозом), включающим множество различных бактерий, простейших и ряд более высокоорганизованных организмов-водорослей, грибов и т. д.

5.1. Сооружения и аппараты для биологической очистки сточных вод в искусственных условиях.

Всю совокупность сооружений биологической очистки целесообразно разделить на три группы по признаку расположения в них активной биомассы:

- 1) когда активная биомасса находится в воде в свободном (взвешенном) состоянии;
- 2) когда активная биомасса закреплена на неподвижном материале, а сточная вода тонким слоем скользит по материалу загрузки;
- 3) когда сочетаются оба варианта расположения биомассы.

Первую группу сооружений составляют аэротенки, циркуляционные окислительные каналы, окситенки; вторую — биофильтры; третью — погружные биофильтры, биотенки, аэротенки с заполнителями.

В производственных сточных водах встречается до 30 видов бактерий. Эти бактерии усваивают нефть, парафины, нафтенy, фенолы и другие соединения.

Самыми важными факторами формирования биоценоза илов очистных сооружений являются состав обрабатываемой воды и величина нагрузки на ил (биопленку). Действие других факторов — температуры, перемешивания, концентрации растворенного кислорода — практически не изменяет качественного состава илов, но влияет на количественное соотношение различных групп микроорганизмов.

Важнейшим свойством активного ила является его способность к оседанию. Свойство оседания описывается величиной илового индекса, представляющего собой объем в мл, занимаемый 1 г ила в его естественном состоянии после 30-минутного отстаивания. Илы с индексом до 120 мл/г оседают хорошо, с индексом 120...150 мл/г — удовлетворительно, а при индексе свыше 150 мл/г — плохо. Плохая оседаемость ила влечет за собой повышенный вынос его с очищенной водой и, следовательно, ухудшение качества их очистки.

5.1.1. Аэротенки.

Аэробная биологическая очистка больших количеств сточных вод обычно осуществляется в аэротенках — емкостных проточных сооружениях со свободно плавающим в объеме обрабатываемой воды активным илом, бионаселение которого использует загрязнения сточных вод для своей жизнедеятельности. Непременным условием эффективности биологических процессов метаболизма в аэротенке является обеспечение их растворенным в воде кислородом, что достигается аэрацией и перемешиванием смеси воды и активного ила пневматическими, механическими или смешанного типа устройствами.

Аэротенки можно классифицировать по следующим основным признакам.

По структуре потока — аэротенки-вытеснители, аэротенки-смесители и аэротенки с рассредоточенным впуском сточной жидкости, аэротенки промежуточного типа (рис. 5.1).

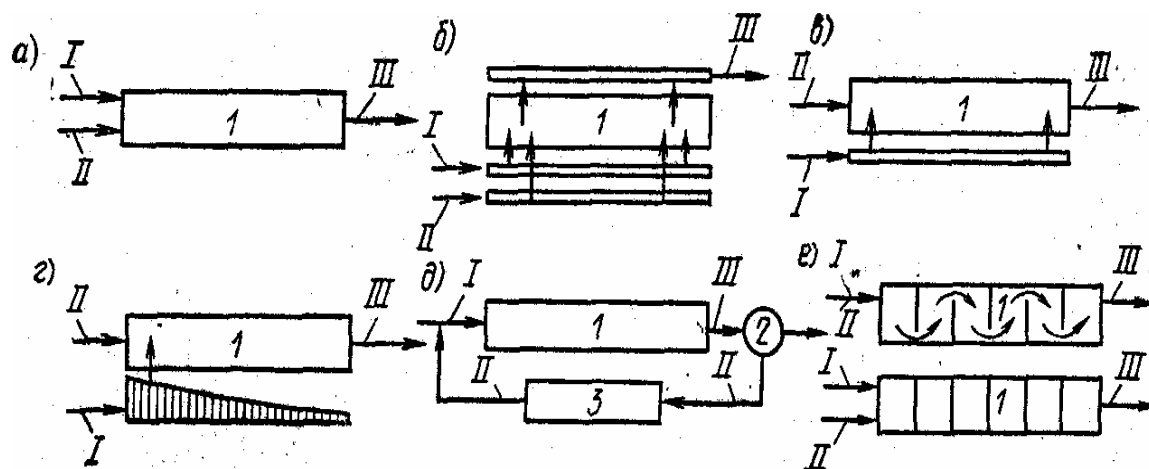


Рис. 5.1. Схемы аэротенков:

а — вытеснители; б — смесители; в — с рассредоточенным впуском воды; г — с неравномерно распределенной подачей жидкости типа АНР; д — с регенераторами; е — ячеистого типа; I — сточная вода; II — активный ил; III — иловая смесь; 1 — аэротенк; 2 — вторичный отстойник; 3 — регенератор.

По способу регенерации активного ила — аэротенки с отдельно стоящими регенераторами ила, аэротенки, совмещенные с регенераторами.

По нагрузке на активный ил — высоконагружаемые, обычные и низконагружаемые.

По числу ступеней — одно-, двух- и многоступенчатые.

По конструктивным признакам — прямоугольные, круглые, комбинированные, противоточные, шахтные, фильтротенки, флототенки и др.

По типу систем аэрации — с пневматической, механической, комбинированной гидродинамической или пневмомеханической..

Аэротенки могут быть успешно применены для полной или частичной очистки многих видов сточных вод в широком диапазоне концентраций загрязнений и расходов сточных вод.

В аэротенках-вытеснителях, имеющих один — четыре коридора, вода и ил подаются в начало сооружения, а смесь отводится в конце его. Теоретически режим потока в вытеснителях должен быть поршневым без продольного перемешивания. Однако, в коридорных аэротенках существует значительное продольное перемешивание. В большей степени режиму вытеснителя соответствуют конструкции аэротенков ячеистого типа.

Аэротенк ячеистого типа представляет собой прямоугольное в плане сооружение, разделенное на ряд отсеков поперечными перегородками. Смесь из первого отсека переливается во второй (снизу), из второго — в третий (сверху) и т. д. В каждой ячейке устанавливается режим полного смешения, а сумма ряда последовательно расположенных смесителей составляет практически идеальный вытеснитель.

Сточная вода и ил в *аэротенках-смесителях* подводятся и отводятся равномерно вдоль длинных сторон сооружения. Принимается, что поступающая смесь очень быстро (в расчетах мгновенно) смешивается с содержимым всего сооружения.

В *аэротенках промежуточного типа* можно рассредоточенно подать либо воду, либо ил с отводом смеси сосредоточенно в конце аэротенка. На практике применяется первый тип — с рассредоточенной подачей воды.

В аэротенках с разными структурами потока существенно различны и условия развития популяции микроорганизмов. В аэротенках-вытеснителях нагрузка на ил и скорость потребления кислорода максимальны в начале сооружения и минимальны в конце. Если воздух подается равномерно по всей длине аэротенка, то в начале процесса может отмечаться глубокий дефицит кислорода. Условия развития популяции микроорганизмов в этой системе оптимальны только в какой-то средней части сооружения, где имеется соответствие между уровнем питания и наличием растворенного кислорода. Аэротенки-вытеснители плохо справляются с залповыми перегрузками по загрязнениям, в них нельзя, существенно повысить рабочую концентрацию ила.

Нагрузка на ил, скорости процесса изъятия загрязнений и потребление кислорода в аэротенках-смесителях (называемых также аэротенками полного смешения) постоянны во всем объеме сооружения. Ил находится в одной достаточно узкой стадии развития культуры, обусловленной величиной нагрузки на ил. Условия существования культуры близки к оптимальным. Однако качество очищенной воды при прочих равных условиях может оказаться несколько ниже, чем в аэротенках-вытеснителях, поскольку в силу особенностей гидродинамической структуры потока, обуславливающих вероятность попадания части только что поступившей сточной воды в отводную систему, снижается общий эффект очистки. Эта вероятность тем выше, чем ближе конструкция сооружения к идеальному смесителю.

При рассредоточенной подаче жидкости полная нагрузка по загрязнениям достигает максимума к концу сооружения, но степень очистки воды может быть очень высокой, так как по мере продвижения смеси по аэротенку ранее поданные загрязнения успевают срабатываться и к концу аэротенка уровень питания истинный (а не расчетный) может соответствовать состоянию ила с высокой окислительной способностью.

Аэротенк с рассредоточенной подачей воды имеет тот же недостаток, что и аэротенк-вытеснитель: отсутствие оптимальных условий по кислородному режиму в сооружении. Однако общая масса ила в аэротенке с рассредоточенной подачей воды выше, чем в вытеснителе, в связи с чем пропускная способность этого аэротенка также выше.

Нагрузку по сточной воде на единицу длины сооружения q_x рассчитывают по формуле

$$q_x = \frac{\alpha Q}{2l} \frac{(1/\alpha + 1)^2 - 1}{\sqrt{x[(1/\alpha + 1)^2 - 1]}/l + 1},$$

где α — количество возвратного ила, выраженное в долях единицы от расхода воды; Q — общий расход сточных вод, м³/с; l — длина сооружения, м; x — расстояние от начала впуска до заданного сечения, м.

Система аэрации — важнейший элемент любого аэротенка. Эта система состоит из комплекса сооружений и специального оборудования, обеспечивающего снабжение жидкости кислородом, поддержание ила во взвешенном состоянии и постоянное перемешивание сточной воды с илом. Для большинства типов аэротенков система аэрации

обеспечивает одновременное выполнение всех этих функций, лишь в окситенке перемешивание механическими мешалками не связано с системой подачи кислорода:

Существуют три системы аэрации: пневматическая, механическая и комбинированная.

Пневматическую систему аэрации, при которой воздух нагнетается в аэротенк под давлением, подразделяют на три типа в зависимости от размера продуцируемого пузырька воздуха: на мелкопузырчатую — с размером пузырька до 4 мм, среднепузырчатую — 5...10 мм и крупнопузырчатую — более 10 мм. В качестве распределительного устройства для воздуха в пневматических системах применяют фильтросные пластины и трубы, купола, диски, тканевые аэраторы и др.

При *механической системе аэрации* в качестве источника кислорода используется непосредственно наружный воздух, вовлекаемый в аэротенк при вращении в нем жидкости мешалкой-аэратором. Механические аэраторы обычно классифицируют по типу расположения оси вращения ротора на горизонтальные и вертикальные. Наибольшее разнообразие видов имеют аэраторы с вертикальной осью вращения. Эти аэраторы могут располагаться либо на поверхности, либо в толще воды (соответственно кавитационная или импеллерная система).

Удельный расход воздуха D , $\text{м}^3/\text{м}^3$, при очистке производственных сточных вод в аэротенках с пневматической системой аэрации определяют так же, как и для бытовых сточных вод. Расчетная формула представляет собой отношение количества кислорода, требующегося для обработки 1 м^3 воды, к количеству кислорода, используемого с 1 м^3 подаваемого воздуха:

$$D = \frac{z(L_a - L_\tau)}{k_1 k_2 n_1 n_2 (C_p - C)},$$

где z — удельный расход кислорода, мг на 1 мг снятой БПК_{полн}; L_τ и L_a — БПК соответственно очищенной и поступающей сточной воды; k_1 — коэффициент, учитывающий тип аэратора (по размеру пузырька) и для мелкопузырчатых аэраторов являющийся функцией площади, которая занята аэраторами по отношению к общей площади зеркала воды в сооружении; k_2 — коэффициент, учитывающий глубину погружения аэратора; n_1 — коэффициент, учитывающий температуру сточных вод; n_2 — коэффициент качества сточной воды, описывающий изменение величины объемного коэффициента массопередачи в сточной воде по отношению к водопроводной воде при $t = 20^\circ\text{C}$; C_p — растворимость кислорода в воде в зависимости от высоты столба сточной воды над аэратором, мг/л; C — допустимая минимальная концентрация кислорода в сточной воде, которая не лимитирует скорости окислительного процесса, мг/л.

За счет интенсивной рециркуляции и засасывания воздуха в воду механические аэраторы насыщают жидкость кислородом. В зависимости от принципа действия и конструкции механические аэраторы разделяются на поверхностные и погружные (всасывающие и пневмомеханические).

Поверхностные — дисковые и конусные — аэраторы представляют собой лопастные турбины диаметром 0,5...4 м с вертикальным валом, которые приводятся во вращение двигателями-редукторами (рис. 5.2).

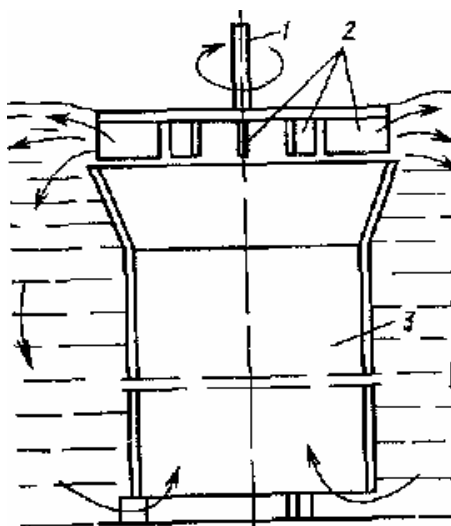


Рис. 5.2. Механический поверхностный аэратор дискового типа:
1 — вал; 2 — лопасти аэратора; 3 — направляющий аппарат для циркуляции.

При работе аэратора жидкость засасывается снизу, приводится во вращение и отбрасывается к периферии. В результате гидравлического прыжка захватывается и диспергируется атмосферный воздух. Основными показателями, характеризующими механические аэраторы, являются окислительная способность (OC) и удельные затраты Σ .

Расчет аэратора производится по формуле

$$v_d = 2,76 D_m^{0,6} N^{0,2} (H / D_m)^{-1,1} (B / D_m)^{-0,45}$$

где v_d — минимальная донная скорость потока в аэрируемом резервуаре, м/с; D_m — диаметр турбины, м; N — частота ее вращения, c^{-1} ; H — глубина резервуара, м; B — длина зоны действия одного аэратора, м.

При выборе механических аэраторов следует исходить из их производительности по кислороду, определенной при 20 °С. При отсутствии растворенного кислорода в воде скорости потребления кислорода и массообменных свойств жидкости характеризуются коэффициентами n_1 , n_2 и дефицитом кислорода $(C_p - C) / C_p$.

Число аэраторов m для аэротенков и биологических прудов рассчитывают по формуле

$$m = \frac{z(L_a - L_r)V}{n_1 n_2 W[(C_p - C)C_p] \tau 1000} ,$$

где V — объем сооружения, m^3 ; W — производительность аэраторов по кислороду, кг/с (принимается по паспорту); τ — продолжительность пребывания жидкости в сооружении, ч.

Окислительная способность OC аэратора зависит от многих факторов и может быть определена расчетным путем. Ориентировочно можно принять, что дисковые аэраторы диаметрами 0,5; 1 и 3 м имеют OC , равную соответственно 80, 230 и 1860 кг/сут.

Существуют также *струйные аэраторы*, обеспечивающие диспергирование атмосферного воздуха путем эжектирования его напорной струей аэрируемой жидкости, которая подается к аэраторам предусмотренными для этих целей циркуляционными насосами. Применяют два типа струйных аэраторов — шахтный и эжекторный. По произ-

водительности и энергетическим показателям шахтные аэраторы превосходят эжекторные, но последние более компактны.

Имеются и другие конструкции эрлифтных аэраторов.

Аэротенки-вытеснители коридорного типа (рис. 5.3) применяют при начальной БПК_{полн} не более 500 мг/л. Ширина коридоров принята 4,5; 6 или 9 м, шаг длины коридора равен 6 м.

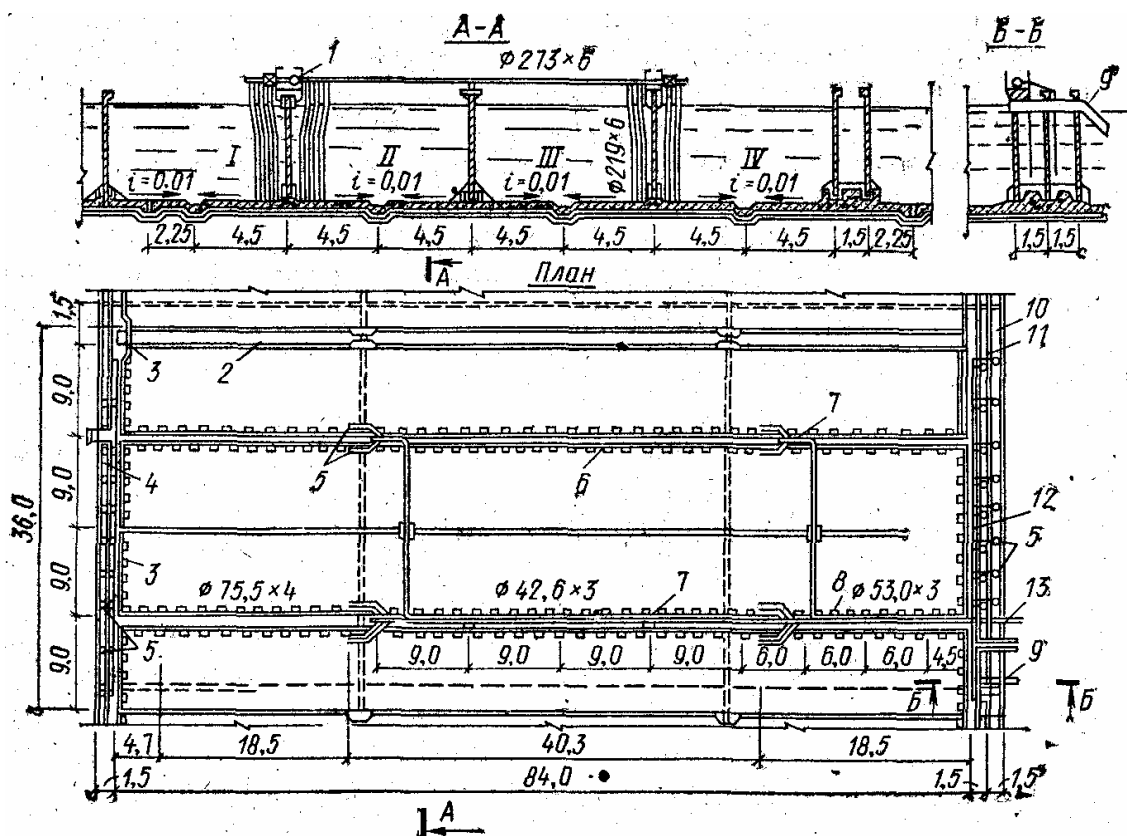


Рис. 5.3. Типовой четырехкоридорный (I—IV) аэротенк:

1 — воздуховод; 2 — средний канал; 3 — щитовой затвор; 4 — верхний канал осветленной воды; 5, 6 — соответственно воздушные и водовыбросные стояки; 7 — скользящая опора; 8 — труба Вентури; 9 — трубопровод циркулирующего активного ила; 10 — распределительный канал вторичных отстойников; 11 — нижний канал осветленной воды; 12, 13 — воздуховод соответственно на канале и секции.

В качестве аэраторов использованы фильтросные трубы. Площадь аэрируемой зоны составляет 50 % общей площади аэротенка. Рабочая глубина аэротенка 5 м, ширина коридора 6 м, число коридоров 2, 3, 4, длина аэротенка 36...84 м с длиной вставки 6 м.

Аэротенки-смесители рекомендуется применять для сточных вод с высокой начальной БПК, а также при резких колебаниях состава воды. Практически все аэротенки небольшого размера с механическими аэраторами относятся к типу аэротенков-смесителей. Наибольшее распространение получили аэротенки-смесители, совмещенные со вторичными отстойниками. Конструкций таких аэротенков предложено много, некоторые из них показаны на рис. 5.4.

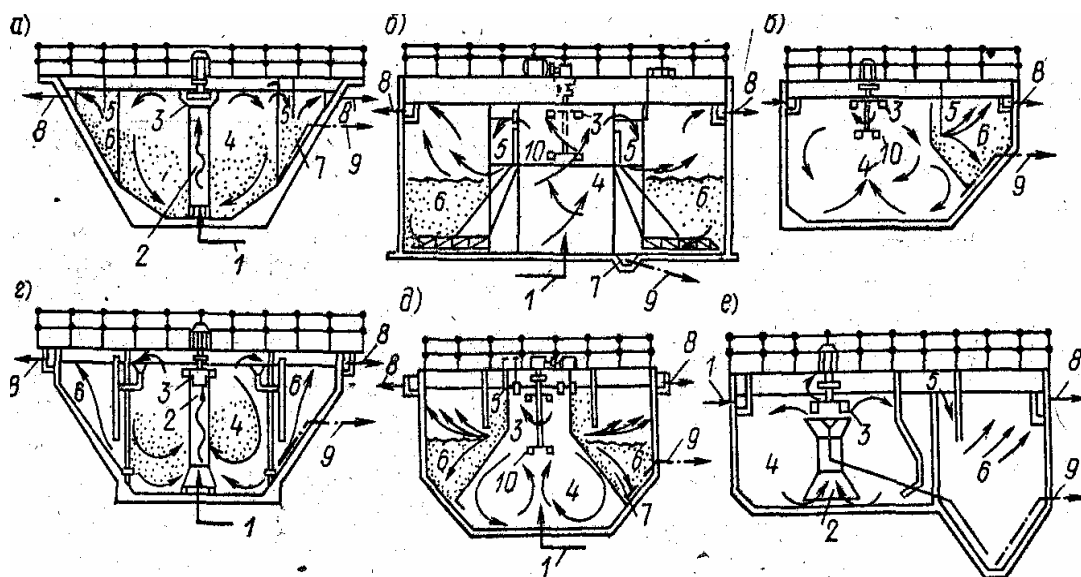


Рис. 5.4. Аэротенки-отстойники с механической системой аэрации:
 а, г, д — установки с центрально расположенной зоной аэрации; б — установка большой производительности с удалением осадка скребками; в — установка со смежным расположением зон аэрации и отстаивания; е — установка МИСИ;
 1 — подача сточной воды; 2 — стабилизатор потока; 3 — механический аэратор поверхностного типа; 4 — зона аэрации; 5 — отделение дегазирования ила; 6 — зона отстаивания; 7 — зона уплотнения ила; 8 — выпуск обработанной сточной воды; 9 — выпуск избыточного ила; 10 — дополнительный заглубленный ротор.

Для очистки сточных вод, содержащих примеси, окисляющиеся с заметно разной скоростью, эффективно применение двухступенчатых аэротенков. Создание активного ила, хорошо адаптированного к определенным веществам, в каждой ступени аэротенков повышает общую пропускную способность системы на 15...20 %. Схемы двухступенчатых аэротенков могут включать как аэротенки-вытеснители, так и аэротенки-смесители. Аэротенки могут быть с регенераторами и без них. Чаще регенератор вводят только в I ступень.

Аэротенки с заполнителями. С целью повышения общей концентрации ила в аэротенк помещают биологически инертную массу, которая обрастает биопленкой. Одним из вариантов такого устройства является аэротенк, в который помещается поролон в виде мелких кусков неправильной формы. После обрастания биопленкой поролон становится тяжелее воды и поддерживается во взвешенном состоянии продувкой смеси. На выходе из аэротенка устраивается сетка, задерживающая наполнитель.

В настоящее время существует несколько разновидностей аэротенков с заполнителями (называемых также и *биотенками*). Они успешно применяются для очистки фенолсодержащих сточных вод. Общая окислительная мощность аэротенков с заполнителями выше, чем у обычного аэротенка, вследствие, увеличенной концентрации ила, но удельная скорость окисления, отнесенная к 1 г ила, такая же, как и в других аэротенках.

Биотенки-биофильтры. Эти сооружения (рис. 5.5) состоят из корпуса и расположенных внутри него друг над другом в шахматном порядке лотковых элементов. Обработываемая сточная вода поступает в верхнюю часть биотенка и, заполнив располо-

женные выше емкости, стекает вниз. При этом сточной водой омываются наружные части элементов, на которых образуется биопленка. Образующаяся в самих элементах биомасса активного ила перемешивается и насыщается кислородом вследствие движения обрабатываемой сточной воды. Биотенк в совокупности с биофильтром обеспечивает высокую степень очистки (до БПК₅ порядка 30 мг/л) при нагрузке по БПК₅ примерно 1,5 кг/(м³·сут).

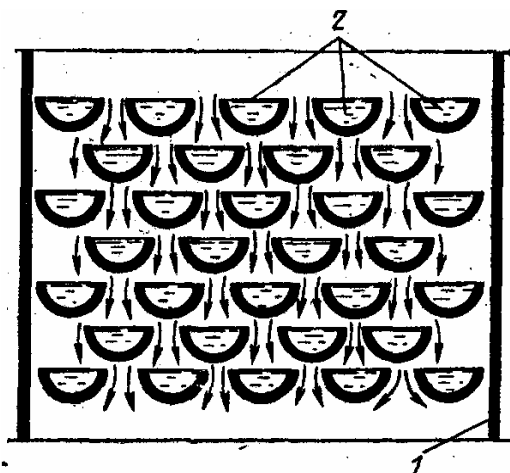


Рис. 5.5. Схема биотенка:
1 — корпус; 2 — элементы загрузки.

Расчет аэротенков. Задача технологического расчета аэротенков — определение основных параметров системы (продолжительность аэрации, расход воздуха и прирост ила), по которым устанавливаются размеры, конструкции и оборудование сооружений.

Период аэрации τ , ч, в аэротенках-смесителях, определяется по формуле

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{L_a - L_r}{\rho a(1-s)} = \frac{L_a - L_r}{r}, \quad (5.1)$$

где V — объем аэротенка-вытеснителя; Q — расход сточной воды, подаваемой на сооружение; s — зольность ила, доли единицы; ρ — скорость окисления загрязнений, мг БПК_{полн} на 1 г беззольного вещества ила в 1 ч; $a \approx 2...5$ кг/м³ — доза (концентрация) активного ила (по сухой его части) в аэротенке.

В выражении (5.1) уравнение скорости реакции окисления загрязнений имеет вид

$$r = \rho a(1-s).$$

В практике расчетов аэротенков величину r [в г O₂/(м³·сут)] называют окислительной мощностью (ОМ) аэротенка. Объем аэротенка в зависимости от ОМ определяют по формуле

$$V = \frac{Q_{\text{сут}}(L_n - L_r)}{\text{ОМ}},$$

где $Q_{\text{сут}}$ — суточная производительность аэротенка, м³/сут.

Величину ρ мг/(г·ч), находят по формуле

$$\rho = \rho_{\text{max}} \frac{L_r C_o}{L_r C_o + K_l C_o + K_o L_r} \left(\frac{1}{1 + \varphi a} \right),$$

где $\rho_{\max}$ — максимальная скорость окисления, мг/(г·ч), равная для городских сточных вод 85; C_O — концентрация растворенного кислорода, мг/л; K_O — константа, характеризующая влияние кислорода, мг O_2 /л, равная для городских сточных вод 0,625; K_I — константа, характеризующая свойства органических загрязнений, мг БПК_{полн}/л, равная для городских сточных вод 33; ϕ — коэффициент ингибирования продуктами распада активного ила, г/л, равный для городских сточных вод 0,07; a — доза ила, г/л.

Скорость окисления зависит от многих факторов, определяющими из которых являются: состав обрабатываемой сточной воды, степень адаптации биоценоза ила, температура, pH, наличие биогенных элементов, уровень нагрузки, концентрация растворенного кислорода и ингибирующего фактора.

Период аэрации в аэротенках-вытеснителях τ , ч, рассчитывают по формуле

$$\tau = \frac{1 + \phi a}{\rho_{\max} C_O a(1-s)} \left[(C_O + K_O)(L_a - L_\tau) + 2,3 K_I C_O \lg \frac{L_a}{L_\tau} \right] K_p,$$

где K_p — коэффициент, учитывающий влияние продольного перемешивания, равный при полной биологической очистке 1,5 при $L_\tau < 15$ мг/л и 1,25 при $L_\tau = 30$ мг/л.

Режим вытеснения обеспечивается при соотношении длины коридоров $L/B > 30$. При $L/B < 30$ необходимо предусматривать секционирование коридоров с числом ячеек 5...6.

Для промышленных аэротенков τ равно 8...12 ч, а иногда достигает 20 ч.

Нагрузка на ил q , мг/БПК_{полн} на 1 г беззольного вещества ила в сутки, составляет:

$$q = \frac{24(L_a - L_\tau)}{a(1-s)\tau}.$$

Объем аэротенков V можно подсчитать как произведение $Q\tau$ - (где Q — средне-часовой расход за время аэрации τ в часы максимального притока).

Расход воздуха D (m^3/m^3 воды) в аэротенке при (пневматической аэрации определяется из условия равенства скоростей потребления кислорода (при изменении БПК_{полн} сточной воды от x_n до x_τ) и его растворения.

В соответствии с основным уравнением массопередачи (для кислорода воздуха в процессе аэрации жидкости в аэротенке)

$$\frac{dM}{V} = K_c \left(\frac{F}{V} \right) (c^* - c) d\tau, \quad (5.2)$$

где dM — масса кислорода, переходящего из пузырьков воздуха при аэрации в воду за время $d\tau$; K_c — коэффициент массопередачи; F — поверхность контакта фаз (общая поверхность пузырьков воздуха при аэрации); c — рабочая концентрация кислорода в сточной воде; c^* — растворимость кислорода в воде при условиях аэрации.

Величина F поверхности контакта фаз зависит от объемного расхода $Q_{\text{возд}}$ воздуха, пропускаемого через аэраторы, высоты H барботажа в аэротенке и типа диспергатора (аэратора) воздуха:

$$F = K_a Q_{\text{возд}} H, \quad (5.3)$$

где K_a — коэффициент, учитывающий влияние типа аэратора на величину F .

Подставляя значение F из (9.8) в (9.7) и учитывая, что $\frac{dM}{V} = dc$, получим

$$\frac{dc}{d\tau} = \frac{K_c K_a Q_{\text{возд}} H (c^* - c)}{V}. \quad (5.4)$$

Пусть $\frac{(c^* - c)}{c^*} = d$ — дефицит кислорода в воде, доли от насыщения. При $c^* \approx 10 \text{ мг/л}$, 20°C и обычно минимально достаточной величине $c = 2 \text{ мг/л}$ значение d составляет 0,8. Вообще дефицит кислорода в сооружениях аэрации изменяется в пределах 0,2...1,0, часто приближаясь к максимальным значениям.

С учетом дефицита кислорода d уравнение (5.4) можно представить в виде

$$\frac{dc}{d\tau} = \frac{K Q_{\text{возд}} H d}{V},$$

где $K = K_c K_a c^*$.

Скорость растворения кислорода равна скорости потребления кислорода $dL/d\tau$. Поэтому

$$\begin{aligned} dL/d\tau &= K Q_{\text{возд}} H d / V; \\ \int_{L_n}^{L_\tau} dL &= (K Q_{\text{возд}} H d / V) \int_0^\tau d\tau; \\ |L_n - L_\tau| &= K Q_{\text{возд}} d H \tau / V. \end{aligned}$$

Таким образом

$$\begin{aligned} Q_{\text{возд}} &= V(L_n - L_\tau) / (K H \tau d) = Q(L_n - L_\tau) / (K H d); \\ Q_{\text{возд}} / Q &= (L_n - L_\tau) / (K H d), \end{aligned}$$

где $Q = V/\tau$.

Значения обобщенного коэффициента K массопередачи в реальных условиях аэрации составляют 6...7 г $\text{O}_2/\text{м}^4$ для аэраторов в виде дырчатых труб и 15...18 г $\text{O}_2/\text{м}^4$ для фильтросных пластин. С ростом глубины H аэротенка дефицит d кислорода в воде уменьшается, что используется на практике при сооружении так называемых «шахтных» глубоких аэротенков.

Пример 5.1. Рассчитать аэротенки-вытеснители для городской станции аэрации производительностью $Q = 85000 \text{ м}^3/\text{сут}$; БПК_{полн} поступающих стоков $L_{\text{en}} = 140 \text{ мг/л}$; БПК_{полн} очищенных стоков $L_{\text{ex}} = 15 \text{ мг/л}$; среднегодовая температура стоков $T_w = 10,5^\circ \text{C}$; среднемесячная температура сточных вод $T_w = 22^\circ \text{C}$.

По графику притока бытовых и промышленных сточных вод города приток в часы максимального расхода в % от $Q_{\text{сут}}$ составляет:

Часы суток	5-6	6-7	7-8	8-9	9-10	10-11	11-12
Приток в % от $Q_{\text{сут}}$	4,3	5,9	5,8	6,3	6,1	6,1	5,0

1. Принимается:

- доза ила $a_i = 3,0 \text{ г/л}$;
- иловый индекс $J_i = 100 \text{ см}^3/\text{г}$;
- концентрация растворенного кислорода $C_O = 2 \text{ мг/л}$.

2. Степень рециркуляции активного ила определяется по формуле

$$R_i = \frac{a_i}{\frac{1000}{J_i} - a_i} = \frac{3,0}{\frac{1000}{100} - 3,0} = 0,43$$

3. Принимаются вторичные отстойники с илососами.

Определяется БПК_{полн} с учетом рециркуляционного расхода по формуле

$$L_{mix} = \frac{L_{en} + L_{ex} \cdot R_i}{1 + R_i} = \frac{140 + 15 \cdot 0,43}{1 + 0,43} = 102,4 \text{ мг/л.}$$

4. Период аэрации, ч, определяется по формуле

$$\tau_{atv} = \frac{1 + \varphi \cdot a_i}{\rho_{max} \cdot C_O \cdot a_i \cdot (1-s)} \cdot \left[(C_O + K_O) \cdot (L_{mix} - L_{ex}) + K_I \cdot C_O \cdot \ln \frac{L_{en}}{L_{ex}} \right] \cdot K_p.$$

Для городских сточных вод принимаются следующие значения параметров: $\rho_{max} = 85 \text{ мг/(г·ч)}$; $K_I = 33 \text{ мг БПК}_{полн}/\text{л}$; $K_O = 0,625 \text{ мг О}_2/\text{л}$; $\varphi = 0,07 \text{ л/г}$; $s = 0,3$; $K_p = 1,5$ для полной биологической очистки до $L_{ex} = 15 \text{ мг/л}$.

$$\tau_{atv} = \frac{1 + 0,07 \cdot 3,0}{85 \cdot 2 \cdot 3,0 \cdot (1 - 0,3)} \cdot \left[(2 + 0,625) \cdot (102,4 - 15) + 33 \cdot 2 \cdot \ln \frac{140}{15} \right] \cdot 1,5 = 1,9 \text{ ч.}$$

С поправкой на температуру

$$\tau_{atv} = \frac{15}{T_w} \cdot 1,9 = \frac{15}{10,5} \cdot 1,9 = 2,7 \text{ ч.}$$

5. Определяется расчетный расход.

Средний часовой расход за время аэрации (3 ч) в часы максимального притока с 8 до 11 ч составляет:

$$Q_{cp} = \frac{6,3 + 6,1 + 6,1}{3} = 6,17 \% Q_{сут}$$

Расчетный расход:

$$q_w = 0,0617 \cdot 85000 = 5244,5 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

6. Необходимый объем аэротенка:

$$V_{at} = \tau_{atv} \cdot q_w = 2,7 \cdot 5244,5 = 14160 \text{ м}^3.$$

Принимается 5 секций 2-коридорных аэротенков-вытеснителей с шириной коридора $B_a = 6 \text{ м}$ и глубиной $H_{at} = 4,6 \text{ м}$.

Длина коридоров аэротенка

$$L_{cor} = \frac{W_{at}}{N \cdot n \cdot B_a \cdot H_{at}} = \frac{14160}{5 \cdot 2 \cdot 6 \cdot 4,6} = 51,3 \text{ м,}$$

где N - количество секций, шт; n - количество коридоров в секции, шт.

Принимается $L_{cor} = 54 \text{ м}$. Отношение $\frac{\sum L_{cor}}{B_a} = \frac{54 \cdot 5}{6} = 45 \text{ м}$.

Следовательно, секционирование коридоров не требуется.

7. Уточняются нагрузка на активный ил q_i и величина илового индекса J_i

$$q_i = \frac{24 \cdot (L_{en} - L_{ex})}{a_i (1-s) \tau_{at}} = \frac{24 \cdot (140 - 15)}{3,0 \cdot (1 - 0,3) \cdot 2,7} = 529,1 \text{ мг БПК}_{полн}/(\text{г·сут}).$$

Этой нагрузке на ил соответствует иловый индекс $J_i = 105 \text{ см}^3/\text{г}$, что близко к предварительно принятому значению $J_i = 100 \text{ см}^3/\text{г}$. Следовательно, пересчета параметров не требуется.

5.1.2. Окситенки.

Для увеличения окислительной мощности аэротенка можно использовать кислород вместо воздуха. Такой технологический прием реализуется в окситенках — герме-

тизированных сооружениях, оборудованных системами механических перемешивающих устройств (аэраторами) и циркуляции кислорода. *ОМ* окситенков в 5...6 раз выше *ОМ* аэротенков.

Окситенки — сооружения биологической очистки, в которых вместо воздуха используется технический кислород или же воздух, обогащенный кислородом. Кислород — газ, относительно мало растворяющийся в воде. При температуре 20 °С в воде растворяется около 9 мг/л кислорода. Если применять чистый кислород вместо воздуха, то растворимость его возрастает пропорционально повышению парциального давления кислорода в газовой фазе (по закону Генри).

Существенным отличием окситенка от аэротенка, работающего на атмосферном воздухе, является возможность повысить в нем концентрацию ила в связи с увеличенным массообменом кислорода между газовой и жидкой фазами. Рекомендуемая концентрация ила в окситенке составляет 6...8 г/л, хотя принципиально сооружение может работать и при более высоких концентрациях. При прочих равных условиях окислительная мощность окситенков в 5...10 раз выше, чем у аэротенков, эффективность использования кислорода составляет 90...95 %.

Конструктивно окситенк выполнен в виде резервуара круглой в плане формы с цилиндрической перегородкой, отделяющей зону аэрации от зоны илоотделения. В средней части цилиндрической перегородки устроены окна для перепуска иловой смеси из зоны аэрации в илоотделитель; в нижней части — для поступления возвратного ила в зону аэрации (рис. 5.6).

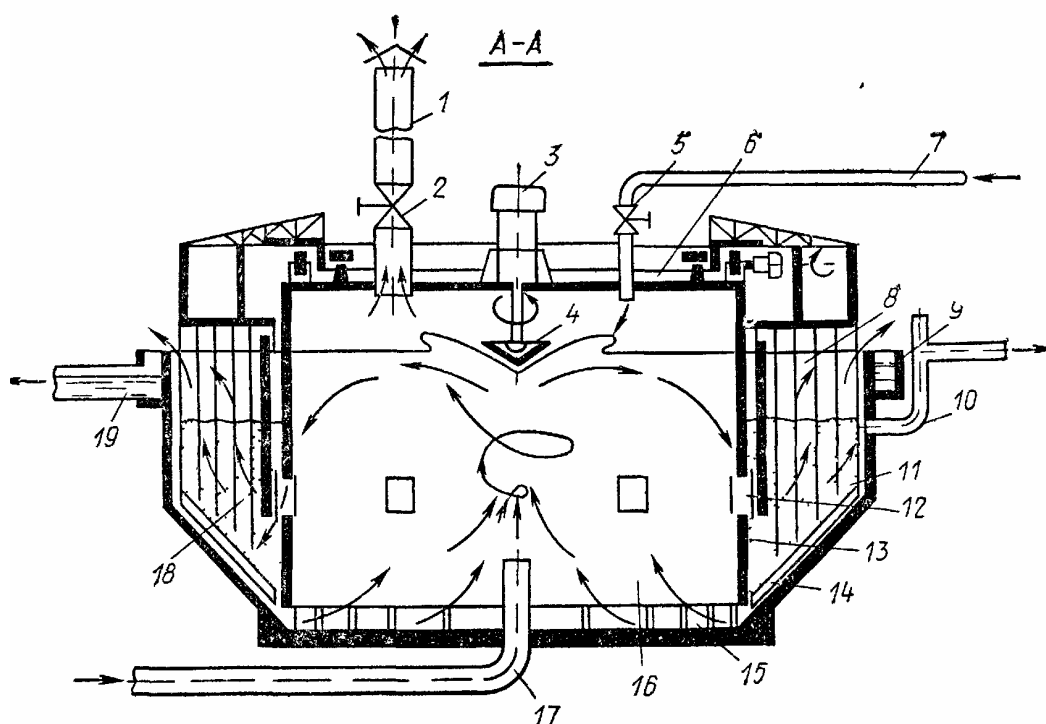


Рис.5.6. Окситенк:

- 1 — продувочный трубопровод; 2, 5 — задвижки с электроприводом;
3 — электродвигатель; 4 — турбоаэратор; 6 — герметичное перекрытие;

7 — трубопровод для подачи кислорода; 8 — вертикальные стержни; 9 — сборный лоток; 10 — трубопровод для сброса избыточного ила; 11 — резервуар; 12 — окна для перепуска иловой смеси из зоны аэрации в илоотделитель; 13 — цилиндрическая перегородка; 14 — скребок; 15 — окна для перепуска возвратного ила в зону аэрации; 16 — зона аэрации;

17 — трубопровод для подачи сточной воды в зону аэрации;

18 — илоотделитель; 19 — трубопровод для выпуска очищенной воды.

Расчет окситенков выполняют по формуле, учитывающей снижение удельной скорости окисления при повышении концентрации ила:

$$\tau = \frac{L_a - L_r}{\rho a(1-s)k_n}.$$

Значения коэффициентов k_n установлены экспериментально:

a , г/л	1	2	3	5	8	10	15
k_n	1,8	1,3	1	0,7	0,5	0,4	0,3

При повышении концентрации ила окислительная мощность системы, пропорциональная произведению $a k_n$, возрастает, но при концентрации свыше 8...10 г/л остается почти на одном уровне. Следовательно, для окситенка дальнейшее повышение концентрации ила оказывается нецелесообразным.

Пример 5.2. Рассчитать окситенки при следующих исходных данных: среднечасовой расход за период аэрации в часы максимального притока $q_w = 1667 \text{ м}^3/\text{ч}$; БПК_{полн} исходной воды $L_{en} = 400 \text{ мг О}_2/\text{л}$; БПК_{полн} очищенной воды $L_{ex} = 15 \text{ мг О}_2/\text{л}$; среднегодовая температура сточных вод $T_w = 12 \text{ }^\circ\text{C}$; среднемесячная температура сточных вод за летний период $T_w = 20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Расчет.

Доза ила a_i и концентрация кислорода C_O определяются в результате технико-экономических расчетов. В первом приближении принимаются $a_i = 6 \text{ г/л}$; $C_O = 8 \text{ мг/л}$.

1. Удельная скорость окисления, мг БПК_{полн}/(г·ч), определяется по формуле

$$\rho = \rho_{\max} \cdot \frac{L_{ex} \cdot C_O}{L_{ex} \cdot C_O + K_l \cdot C_O + K_O \cdot L_{ex}} \cdot \frac{1}{1 + \varphi \cdot a_i} =$$

$$= 85 \cdot \frac{15 \cdot 8}{15 \cdot 8 + 33 \cdot 8 + 0,625 \cdot 15} \cdot \frac{1}{1 + 0,07 \cdot 6} = 18,26 \text{ мг БПК}_{\text{полн}}/(\text{г} \cdot \text{ч}),$$

где $\rho_{\max}$ - максимальная скорость окисления, мг/(г·ч), $\rho_{\max} = 85$; C_O - концентрация растворенного кислорода, мг/л, $C_O = 8$; K_l - константа, характеризующая влияние кислорода, мг БПК_{полн}/л, $K_l = 33$; K_O - константа, характеризующая влияние кислорода, мг О₂/л, принимается $K_O = 0,625$; φ - коэффициент ингибирования продуктами распада активного ила, л/г, принимается $\varphi = 0,07$.

2. Период пребывания в зоне реакции определяется по формуле

$$\tau_{atm} = \frac{L_{en} - L_{ex}}{a_i(1-s)\rho} = \frac{400 - 15}{6 \cdot (1 - 0,3) \cdot 18,26} = 5,02 \text{ ч},$$

где a_i - доза ила, принимается 6 г/л; s - зольность ила принимается по табл. 2.1, $s = 0,3$.

3. Суммарный объем зон реакции окситенков, м³, определяется по формуле

$$V_o = q_w \tau_{atm} = 1667 \cdot 5,02 = 8368,34 \text{ м}^3.$$

4. Принимаются окситенки диаметром $D_o = 22 \text{ м}$, рабочей глубиной $H_o = 4,5 \text{ м}$, с общим объемом зон, м³, равным:

$$V_{o1} = 0,785 D_o^2 H_o = 0,785 \cdot 22^2 \cdot 4,5 = 1709,73 \approx 1710 \text{ м}^3.$$

Принимается: объемы зоны окисления и илоотделения равными, тогда объем зоны реакции:

$$V_{a1} = \frac{W_{o1}}{2} = \frac{1710}{2} = 855 \text{ м}^3.$$

5. Диаметр зоны реакции, м, определяется по формуле

$$D_r = \sqrt{\frac{V_{a1}}{0,785 \cdot H_o}} = \sqrt{\frac{855}{0,785 \cdot 4,5}} \approx 15,6 \text{ м}.$$

6. Количество окситенков:

$$n_o = \frac{V_o}{V_{a1}} = \frac{8368,34}{855} = 9,79 \text{ шт.}$$

Согласно расчетам принимается $n_o = 10$ шт.

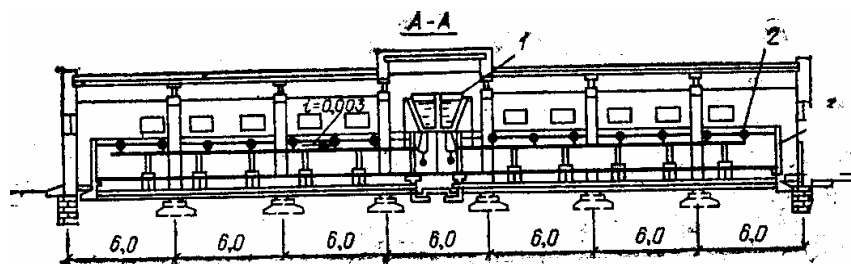
5.1.3. Биофильтры.

В этих сооружениях биоразлагаемые органические вещества жидких отходов сорбируются и окисляются в аэробных условиях популяций гетеротрофных факультативных бактерий, образующих биологическую пленку на поверхности насадки (загрузочного материала, субстрата). Для орошения насадки вода с загрязнениями периодически или непрерывно подается в верхнюю часть сооружения через неподвижные разбрызгиватели (спринклеры) или реактивные вращающиеся водораспределители. Активная часть биопленки распространяется на глубину 70...100 мкм. В слоях пленки, прилегающих к насадке, создаются анаэробные условия, образуются органические кислоты (и газы CH_4 и H_2S), величина pH снижается, происходит частичное отмирание клеток. Под воздействием гидравлической нагрузки такие части пленки отрываются от субстрата и выносятся с водой.

Пропускная способность биофильтра определяется площадью поверхности, занятой биопленкой, и возможностью свободного доступа кислорода воздуха к ней. Чем больше площадь поверхности биопленки (при одинаковой массе) и чем легче к ней доступ кислорода, тем выше пропускная способность биофильтра.

Важнейшая составная часть биофильтра — загрузочный материал. По типу загрузочного материала все биофильтры делят на две категории: с объемной и плоскостной загрузкой.

Биофильтры с объемной загрузкой подразделяются на *капельные с малой пропускной способностью 0,9...9 м³/(м²·сут) (рис. 5.7), высоконагружаемые с большой пропускной способностью 9...40 м³/(м²·сут) (рис. 5.8) и башенные.*



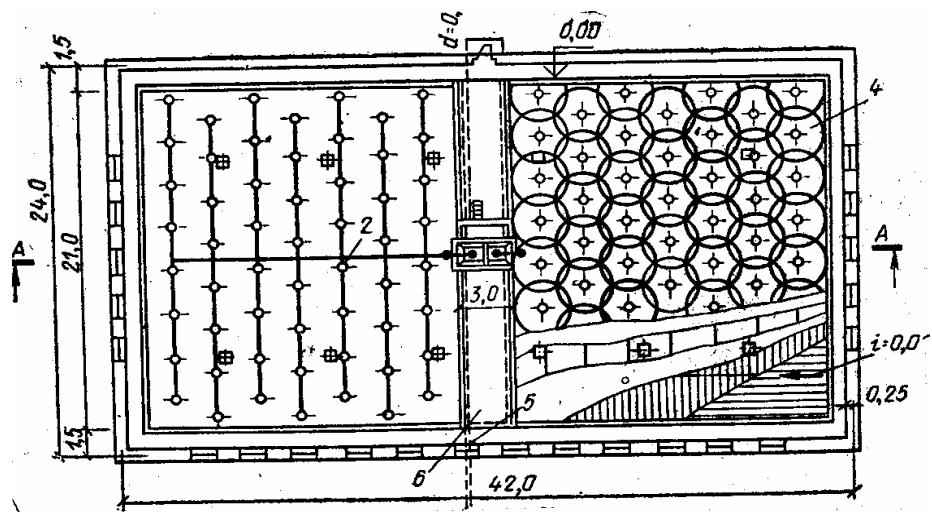


Рис. 5.7. Капельный биофильтр:
1 — дозирующие баки сточной воды; 2 — спринклеры; 3 — железобетонная стенка; 4 — загрузка биофильтра; 5 — подача сточной воды; 6 — отводящий лоток.

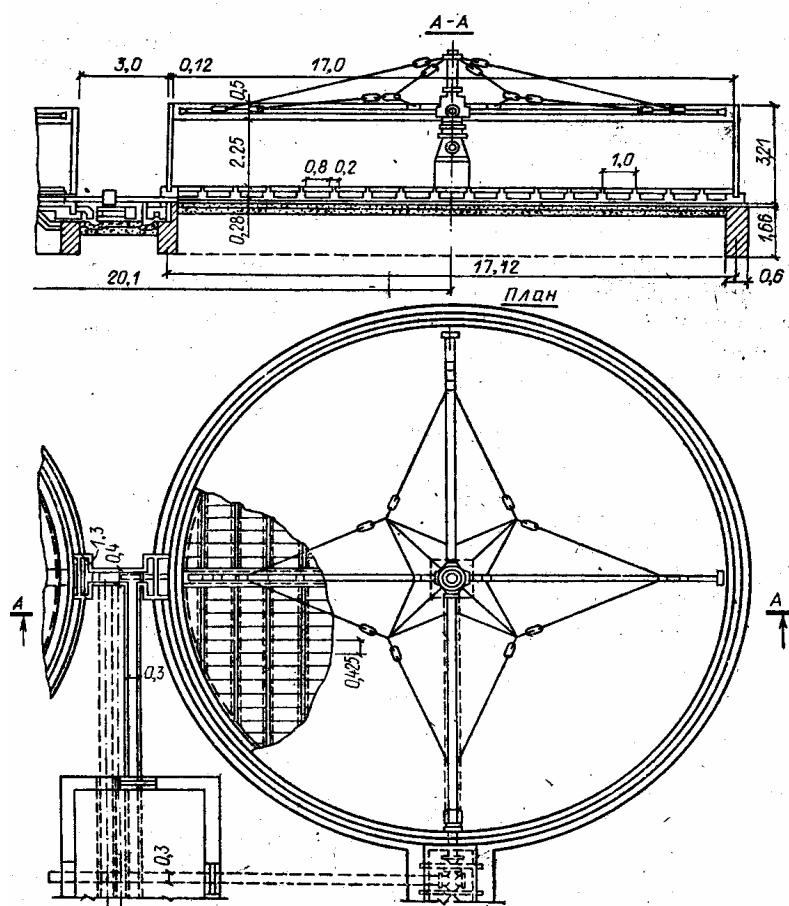


Рис. 5.8. Высоконагружаемый биофильтр с реактивным оросителем.

Биофильтры с плоскостной загрузкой делятся на категории по типу загрузки: с жесткой засыпной, жесткой блочной и мягкой (рис. 5.9).

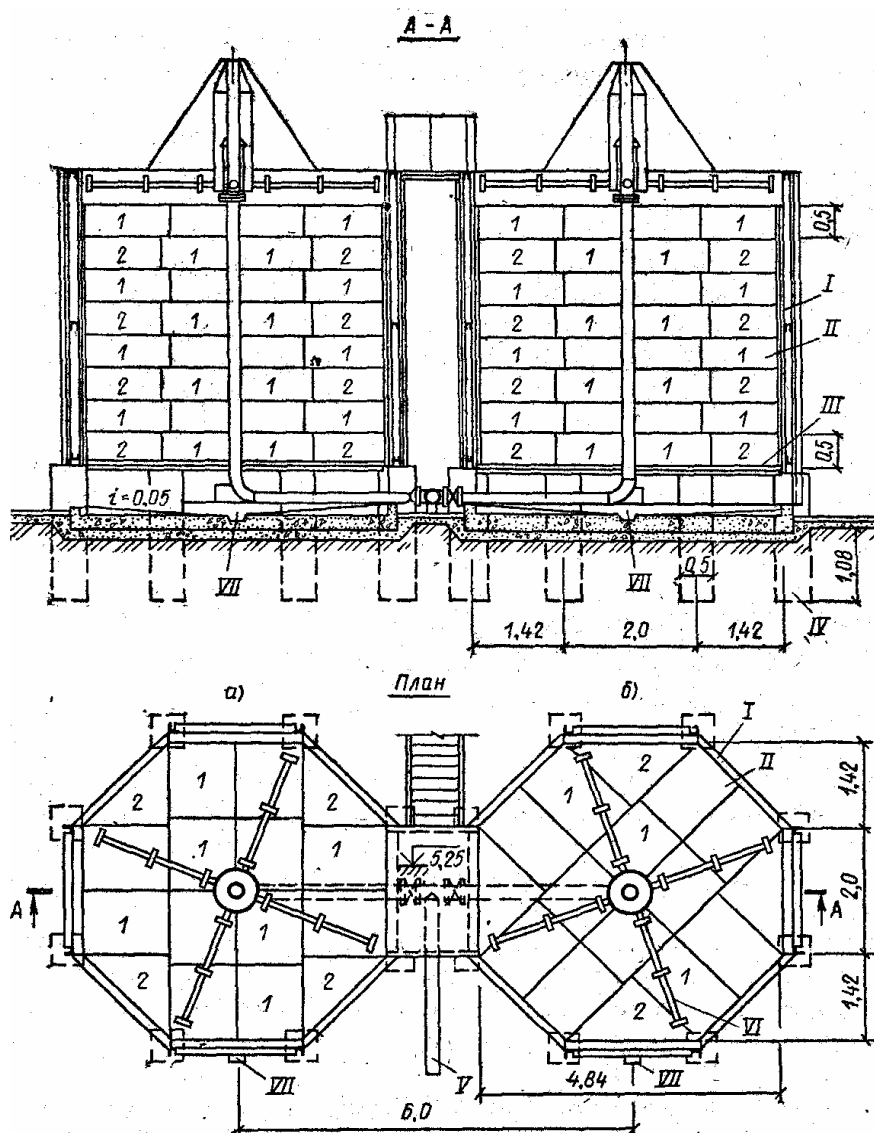


Рис. 5.9. Биофильтр с пластмассовой загрузкой производительностью $1400 \text{ м}^3/\text{сут}$: I — корпус из стеклопластика по металлическому каркасу; II — пластмассовая загрузка; III — решетка; IV — бетонные столбовые опоры; V — подводящий трубопровод; VI — реактивный ороситель; VII — отводящие лотки; а и б — раскладка блоков соответственно в четных и нечетных рядах.

Анаэробные биофильтры. Эта новая разновидность биофильтров представляет собой закрытые резервуары с загрузкой, сквозь которую вода профильтровывается восходящим потоком, без доступа в нее кислорода воздуха. Анаэробные биофильтры по принципу работы занимают промежуточное положение между обычными биофильтрами и метантенками. Биопленка в них закреплена на материале загрузки; процессы окисления сопровождаются метанообразованием. Анаэробные биофильтры можно

применять для очистки высококонцентрированных сточных вод, не содержащих взвешенных веществ или содержащих их в незначительном количестве.

Расчет биофильтров. В основу расчета *капельных и высоконагружаемых биофильтров* положено представление о том, что снижение концентрации загрязнений, описываемых величиной БПК, может быть принято по типу уравнения реакции первого порядка:

$$\frac{L_{\tau}}{L_a} = e^{-k'\tau},$$

где L_{τ} и L_a — БПК соответственно очищенной и поступающей сточной воды; k' — константа скорости реакции; τ — продолжительность процесса.

Если применить это уравнение для расчета снижения БПК в биофильтре, то, приняв во внимание соотношения: $\tau = V/Q$, $V = F H$; $Q = qF$; $\tau = H/q$ (где V — объем биофильтра; F — его площадь; Q — расход воды; H — глубина; q — гидравлическая нагрузка), несложно получить:

$$\lg \frac{L_a}{L_{\tau}} = \frac{k H}{q},$$

где $k = 0,434 \cdot k'$.

Выражение в правой части этого уравнения, названное критериальным комплексом Φ , получило вид:

$$\Phi = 10^{\frac{k_T H}{q^{0,4}}},$$

где k_T — константа окисления.

Биофильтры представляют собой системы для биологической обработки воды в условиях замедленного роста клеток или стационарного их состояния. Поэтому скорость биохимического окисления в биопленке невелика и обычно является лимитирующей стадией массопередачи загрязнений из фазы очищаемой воды в биопленку.

В биопленке должен соблюдаться баланс массы загрязнений, переданных в эту пленку в результате молекулярной диффузии и израсходованных в биохимической реакции

$$D_L (d^2 L_{\phi} / dy^2) = r_L,$$

где D_L — коэффициент диффузии в биопленке ($< 10^{-5} \dots 10^{-6}$ см²/с); y — координата, нормальная к поверхности, через которую осуществляется транспорт массы; $r_L = dL_{\phi}/dt$ — скорость переработки загрязнений в результате биохимической реакции.

Для обеспечения надежности результатов проектирования требуются нормированные методы расчета объема загрузки насадки в фильтр. В таких методах обычно используются экспериментальные значения окислительной мощности OM . Объем загрузки V_{ϕ} для очистки 1 м³ сточной воды определяется по выражению

$$V_{\phi} = (L_n - L_{\tau}) / OM.$$

При расчете биофильтров определяют $L_n/L_{\tau} = K$; зная коэффициент K и заданную температуру сточной воды, по таблицам опытных данных выбирают основные параметры биофильтра: рабочую высоту загрузки H (в м) и удельную гидравлическую нагрузку на сооружение q [в м³/(м²·сут)].

Пример 5.3. Рассчитать высоконагружаемый биофильтр при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 42$ тыс. м³/сут; БПК_{полн} поступающих сточных вод

$L_1 = 180$ мг/л; БПК_{полн} очищенных сточных вод $L_2 = 20$ мг/л; среднезимняя температура сточных вод $t = 10$ °С.

Решение. Определяем коэффициент K эффективности биофильтра:

$$K = L_1/L_2 = 180/20 = 9.$$

Высоту биофильтра находим для двух значений удельного объема подаваемого воздуха $B_{уд}$ при гидравлической нагрузке $q = 10$ м³/(м²·сут).

1. При $B_{уд} = 8$ м³/м³.

При высоте биофильтра $H_1 = 3$ м величина $K = 6,2$, а при $H_2 = 4$ м величина $K = 10,4$. Так как $6,2 < 9$, то при высоте биофильтра $H_1 = 3$ м необходима рециркуляция.

Определяем БПК смеси $L_{см}$, коэффициент рециркуляции n_p и площадь биофильтров S_1 :

$$L_{см} = K L_2 = 6,2 \cdot 20 = 124 \text{ мг/л};$$

$$n_p = (L_1 - L_{см})/(L_{см} - L_2) = (180 - 124)/(124 - 20) = 0,54;$$

$$S_1 = Q(n_p + 1)/q = 42000(0,54 + 1)/10 = 6448 \text{ м}^2.$$

При $H = 4$ м рециркуляции не требуется, а площадь биофильтров

$$S_2 = Q/q = 42000/10 = 4200 \text{ м}^2.$$

Объемы фильтрующей загрузки соответственно составят:

$$V_1 = S_1 H_1 = 6448 \cdot 3 = 19404 \text{ м}^3;$$

$$V_2 = S_2 H_2 = 4200 \cdot 4 = 16800 \text{ м}^3;$$

2. При $B_{уд} = 12$ м³/м³.

При высоте биофильтра $H_3 = 3$ м величина $K = 8,35$, а при $H_4 = 4$ м $K = 14,8$.

Следовательно, при $H_3 = 3$ м необходима рециркуляция.

Расчеты производим так же, как и в первом случае. При $H_3 = 3$ м

$$L_{см} = 8,35 \cdot 20 = 167 \text{ мг/л};$$

$$n_p = (180 - 167)/(167 - 20) = 0,09;$$

$$S_3 = 42000(0,09 + 1)/10 = 4578 \text{ м}^2.$$

При $H_4 = 4$ м рециркуляции не требуется и $S_4 = 4200 \text{ м}^2$.

Объемы фильтрующей загрузки соответственно составляют: $V_3 = 13734 \text{ м}^3$ и $V_4 = 16800 \text{ м}^3$.

Окончательный выбор варианта следует принимать на основе технико-экономического расчета. Принимаем $B_{уд} = 8$ м³/м³; $H = 4$ м и к проекту назначаем шесть биофильтров $D = 30$ м с общим объемом фильтрующей загрузки $W = 16956 \text{ м}^3$.

Погружные биофильтры состоят из вращающегося вала с насаженными на нем дисками и резервуара со сточной водой, в которую диски погружаются на 1/3...1/2 своего диаметра. Диски (пластины) изготавливаются из разного материала (предпочтительно легкого) и располагаются на расстоянии 10...20 мм друг от друга. Число пластин на валу может быть различным — от 20 до 200. Диаметр дисков 0,5...3 м. Частота вращения вала в среднем около 1 мин (рис. 5.10).

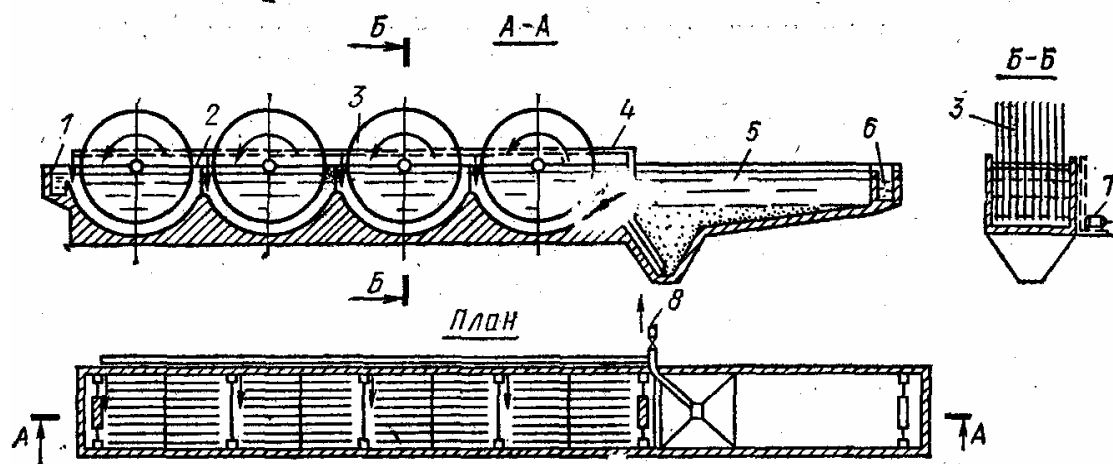


Рис. 5.10. Схема установки биодисков в блоке с отстойником:

- 1 — камера впуска сточных вод; 2 — лоток; 3 — биодиски; 4 — илопровод; 5 — отстойник; 6 — камера выпуска обработанных сточных вод;
7 — двигатель-редуктор биодиска; 8 — трубопровод к иловой насосной станции.

Сточная вода протекает по резервуару с разной скоростью в зависимости от желаемой степени ее очистки. Обычно наименьшая продолжительность пребывания воды в резервуаре составляет 70 мин, а при необходимости более высокой степени очистки может достигать 3 ч и более. На дисках нарастает биопленка толщиной до 4 мм. Попеременно погружаясь в воду и выходя из нее, биопленка извлекает загрязнения и окисляет их с помощью кислорода, который она получает непосредственно из атмосферы. Отмершая часть биопленки попадает в воду и выносится затем с очищенной водой во вторичный отстойник. Поскольку вода в резервуаре находится продолжительное время, то в ней развивается активный ил, доля участия которого в общем эффекте очистки также должна приниматься во внимание. Сточная вода в резервуаре аэрируется вследствие вращения дисков, а сумма вращательного и поступательного движения воды способствует поддержанию активного ила (и всех остальных веществ) во взвешенном состоянии.

Погружные фильтры часто устраивают двух- и трехступенчатыми, что позволяет активизировать деятельность биопленки в каждом фильтре и, кроме того, возвращать часть сточной воды в начало резервуара для большей полноты изъятия загрязнений.

Расчет погружных биофильтров осуществляют по окислительной мощности, отнесенной к 1 м^2 площади поверхности дисков. Окислительная мощность должна определяться экспериментально; по данным разных авторов, она колеблется от 7 до 100 г БПК на 1 м^2 площади поверхности в сутки. Использование погружных биофильтров целесообразно в качестве сооружений I ступени с последующей глубокой очисткой в биоокислителях других типов.

5.2. Сооружения биологической очистки сточных вод в естественных условиях.

Для биологической очистки производственных сточных вод могут быть применены методы очистки в естественных, используемые для обработки бытовых и городских сточных вод, в том числе и почвенные. Однако применение почвенных методов связано

с рядом ограничений, обусловленных количеством и характером сточных вод, санитарно-гигиеническими требованиями и способами утилизации.

Сооружения почвенной очистки. Химические, физические и биологические свойства почвы как перерабатывающей среды для отходов также используют в некоторых методах биохимической очистки сточных вод в естественных условиях. По масштабам применимости метод почвенной очистки значительно уступает методам искусственной биологической очистки и, кроме того, очистка на полях орошения и фильтрации использовалась до сего времени только для бытовых и городских (смешанных) сточных вод, а не для чисто производственных.

Сооружения почвенной очистки сточных вод по мощности разделяют на малые, средние и крупные с расчетной пропускной способностью 0,5...25 и 25...700, 1400...10000 и 17000...80000, 100000...280000 м³/сут.

Малые, сооружения имеют много разновидностей: площадки подземного орошения (ППО), площадки подземной фильтрации (ППФ), фильтрующие колодцы (ФК), фильтрующие траншеи с естественным или искусственным слоем грунта (ФТ) и песчано-гравийные фильтры (ПГФ). Малыми сооружениями могут считаться и небольшие поля подземного орошения или подземной фильтрации. Самыми крупными сооружениями являются коммунальные поля орошения (КПО), сельскохозяйственные поля орошения (ЗПО) и поля наземной фильтрации (ПНФ).

Земельные участки, предназначенные только для очистки стоков, называются *полями фильтрации*. На полях фильтрации обработка небольшого объема отходов с относительно большой величиной БПК обычно лимитируется сорбцией и окислительной способностью микроорганизмов. Переработка больших объемов сравнительно малозагрязненных стоков ограничивается инфильтрацией в почву. Возможными механизмами почвенной обработки компонентов сточных вод в общем случае являются: биологическое окисление в аэробных и анаэробных условиях на разных почвенных уровнях и в разные периоды подачи сточных вод и «отдыха» земельного участка; адсорбция, ионный обмен и комплексообразование; химическое осаждение; ассимиляция растениями, микроорганизмами, животными.

Выбор площадки для устройства полей производится с учетом требований в отношении защиты окружающей природной среды, предусматривающих, в частности, полное исключение возможности попадания сточных вод с полей в водоносные слои, используемые в качестве источников водоснабжения.

В почвенно-климатических условиях учитываются: тип грунта, рельеф местности, уровень залегания подземных вод, среднегодовое количество осадков, продолжительность вегетационного периода и т. п. В рекомендациях по устройству полей указывается, что уклон рельефа местности не должен превышать 0,02...0,03, уровень подземных вод не должен находиться на глубине, меньшей 1,25 м от поверхности земли, количество осадков не должно превышать 500 мм в год. Исключается возможность применения полей орошения при средней годовой температуре ниже 6 °С и на тяжелых грунтах — глинах, тяжелых суглинках, супесях, плотных известняках и т. п.

Основой расчета сооружений почвенной очистки является величина допустимой нагрузки на поля орошения или фильтрации, причем при расчете полей орошения нагрузка корректируется с учетом величины ПДК_{орош.}

Расчетную площадь F полей орошения определяют по формуле

$$F = F_{\text{пол}} + F_{\text{р}} + k(F_{\text{пол}} + F_{\text{р}}),$$

где $F_{\text{пол}}$ и $F_{\text{р}}$ — полезная и резервная площади полей орошения соответственно; $k = 0,25...0,5$ — коэффициент, зависящий от суммы $(F_{\text{пол}} + F_{\text{р}})$ и учитывающий дополни-

тельную площадь для устройства оградительных валов, разводящих и осушительных канав, дорог, построек и пр.

Величину $F_{\text{пол}}$ определяют по заданному расходу Q сточных вод (в $\text{м}^3/\text{сут}$) и расчетной норме нагрузки q_0 [в $\text{м}^3/(\text{га}\cdot\text{сут})$]

$$F_{\text{пол}} = Q/q_0.$$

Значение q_0 выбирают в зависимости от качества грунта, вида выращиваемой на полях культуры, среднегодовой температуры воздуха, среднегодового количества осадков. Значения q_0 составляют $10\ldots 70 \text{ м}^3/(\text{га}\cdot\text{сут})$ по среднесуточной норме за год.

Резервная площадь обычно не превышает 25 % полезной и предусматривается в проектах для приема сточных вод в периоды времени, когда не допускается выпуск стоков на поля орошения (обычно при подготовке полей к вегетационному периоду весной, во время сбора урожая, дождей и пр.).

Биологические пруды — искусственно созданные водоемы, в которых для очистки сточных вод используются естественные процессы.

Эти пруды могут применяться как для очистки, так и для глубокой очистки сточных вод, прошедших биологическую очистку. Это последнее назначение биологических прудов имеет преимущественное распространение.

В *окислительных прудах* переработка органических и ряда других примесей сточных вод и отходов обеспечивается анаэробным разложением осадка в придонной зоне и окислением растворенных и коллоидных органических веществ при аэробном метаболизме бактерий в средней части объема воды. Продукты этих процессов утилизируются водорослями, растущими у поверхности и вырабатывающими кислород для обеспечения аэробной деструкции органических веществ.

В аэробных высоконагружаемых по органическим компонентам прудах фотосинтез является основным источником кислорода для биологического разложения органических отходов. В этом случае происходит интенсивный рост водорослей, в протоплазму которых и переходит основная масса органических веществ сточных вод. Водоросли выделяют из стока пруда фильтрацией (например, через сетчатый микрофильтр) или методами физико-химического осаждения.

В окислительных процессах существенную роль играет водная растительность, которая способствует снижению числа биогенных элементов, регулирует кислородный режим водоема.

Различают пруды с естественной и искусственной аэрацией. Наиболее эффективно окислительные процессы в прудах проходят в летнее время, кроме того, в это время выходящая из пруда вода не содержит патогенной микрофлоры. В холодное время года пруды работают в основном как емкостные сооружения сбора оседающих примесей, а не как биологические реакторы.

Анаэробные пруды (лагуны) предназначены для разрушения и стабилизации концентрированных жидких, полужидких и твердых отходов при нагрузках (по БПК₅) $300\ldots 2300 \text{ кг O}_2/\text{га}$. Как и в метантенках, в этих прудах анаэробное брожение сложных веществ отходов происходит в два этапа: превращение сложных органических веществ в летучие жирные кислоты с последующим их преобразованием в газообразные продукты (преимущественно метан и диоксид углерода).

Для лучшего прогрева воды, ее освещения и аэрации пруды с естественной аэрацией устраивают не глубокими (1 м). При наличии механических аэраторов глубину пруда увеличивают до 3 м. Пруды с искусственной аэрацией устраивают из нескольких параллельных каскадов (до 3...5, но не менее 2); после прудов рекомендуется выделять отстойные секции и предусматривать их очистку.

Если требуется глубокая очистка стоков, воду из прудов дополнительно очищают фильтрованием на песчаных фильтрах.

К недостаткам этих сооружений следует отнести низкую окислительную способность, сезонность работы, потребность в больших территориях, неуправляемость и затруднительность очистки.

Биологические пруды (рис. 5.11) устраиваются при $\text{БПК}_{\text{полн}}$ производственных сточных вод 150...400 мг/л. Они представляют собой земляное сооружение прямоугольной формы в плане с гидравлической глубиной при аэрации: искусственной 3 м и естественной 1 м. Сточная вода в биологических прудах 1...3 аэрируется с помощью механических аэраторов, а в прудах 4 и 5 принята естественная аэрация. Число ступеней очистки, сточных вод при $\text{БПК}_{\text{полн}} = 400$ мг/л составляет 4, при $\text{БПК}_{\text{полн}} = 250$ мг/л — 3, при $\text{БПК}_{\text{полн}} = 150$ мг/л — 2. Величина $\text{БПК}_{\text{полн}}$ воды после прудов должна, составлять до 15 мг/л, а после глубокой очистки до 5...6 мг/л. Очищенная в прудах вода смешивается с хлорной и поступает в контактную емкость, где дезинфицируется и может быть использована на производственные нужды.

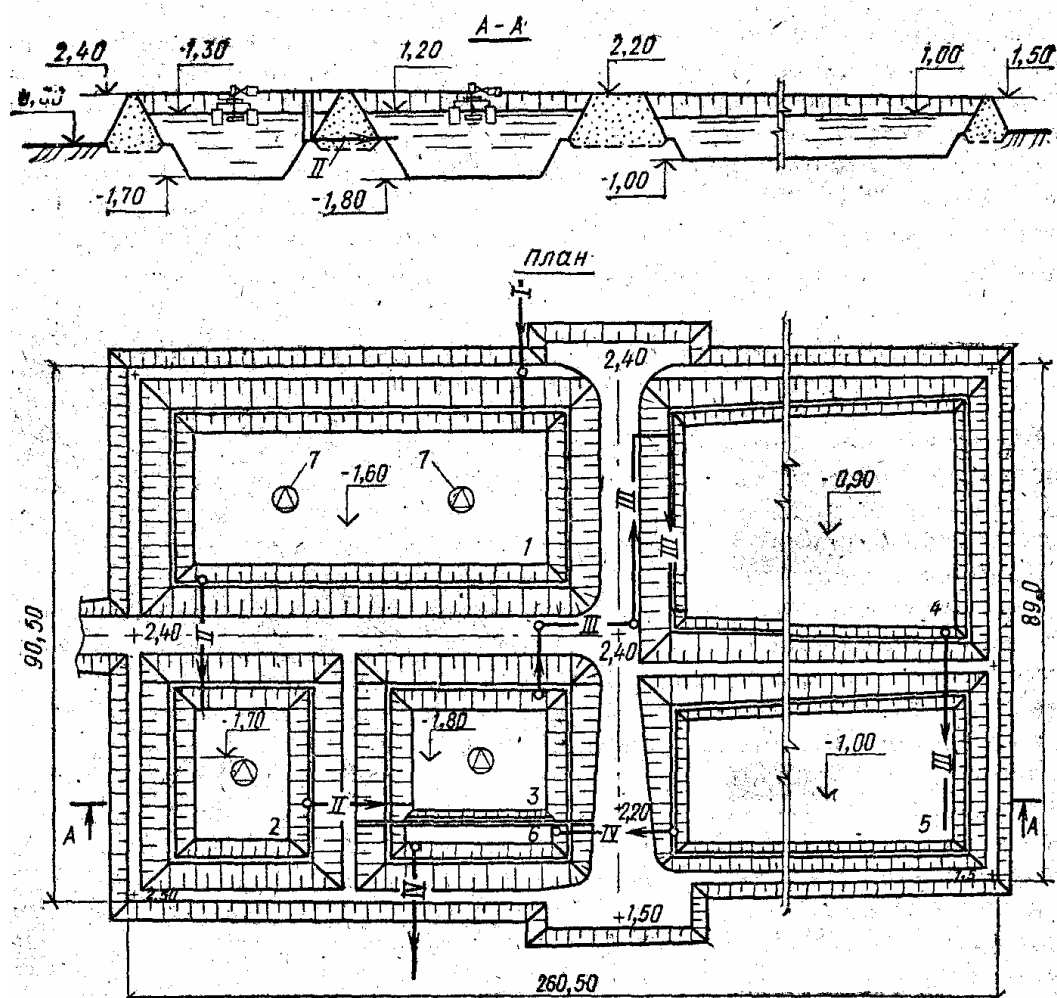


Рис. 5.11. Аэрируемые биологические пруды для очистки и доочистки сточных вод пропускной способностью 1400 м³/сут:

Потоки: I — сточная вода, поступающая на I ступень очистки; II — то же, поступающая на II и III ступени очистки; III — сточная вода после биологической очистки; IV — то же, после доочистки; 1, 2, 3 — аэрируемый биологический пруд соответственно I, II и III ступени; 4, 5 — биологический пруд соответственно I и II ступени с естественной аэрацией; 6 — контактная емкость; 7 — аэраторы.

Биологические пруды для глубокой очистки рекомендуется предусматривать с соотношением ширины к длине 1 : 2 или 1 : 3 и трехкаскадными, при этом в первых двух каскадах следует устраивать по две параллельные секции, что дает возможность их периодически очищать. Располагать пруды необходимо таким образом, чтобы направление движения воды было перпендикулярно господствующему направлению ветра.

Более широко, чем окислительные пруды, используют искусственные аэрируемые пруды с плавающими и стационарными механическими аэраторами или с пневматической аэрацией. Рекомендуемые нагрузки для поверхности такого пруда (по БПК₅) составляют в среднем 4,5...11,2 г O₂/(м²·сут), эффективность очистки 80...95 %.

Механические аэраторы, предназначенные для сооружений биологической очистки сточных вод в биологических прудах, выпускаются двух типов: 1) МВ (рис. 5.12) — для установки в аэрируемых прудах, коллекторах и водоемах; 2) МПУ (рис. 5.13) — для установки в прудах и других сооружениях биологической очистки в сочетании с аэраторами МВ для предотвращения осаждения взвешенных частиц и выравнивания концентрации кислорода.

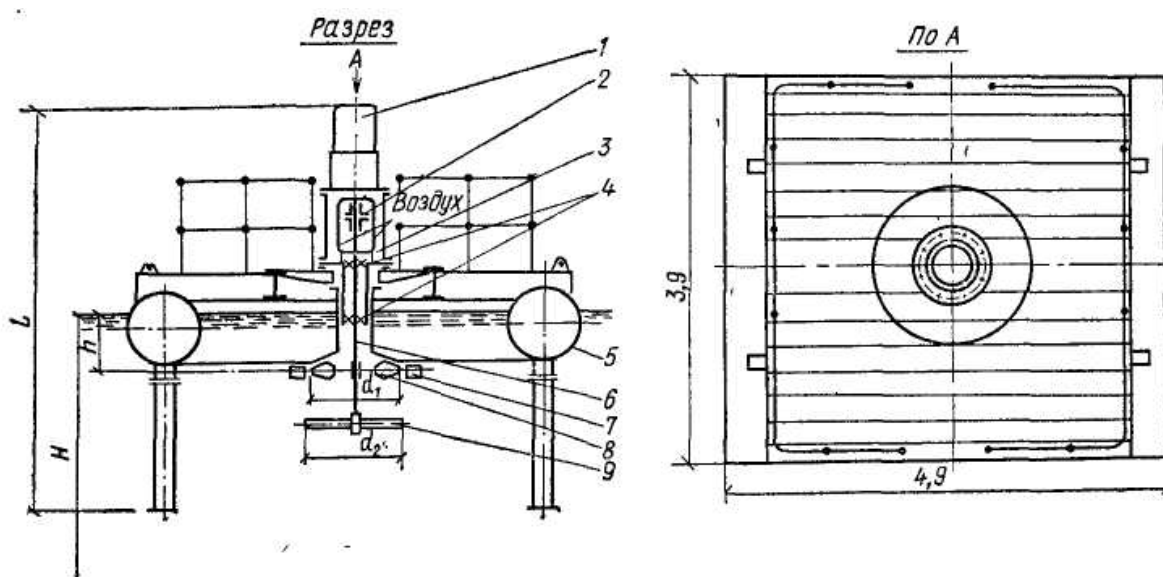


Рис. 5.12. Механический аэратор типа МВ:

1 — привод; 2 — муфта; 3 — стойка; 4 — опора вала; 5 — понтон; 6 — вал; 7 — статор; 8, 9 — мешалка соответственно турбинная и лопастная.

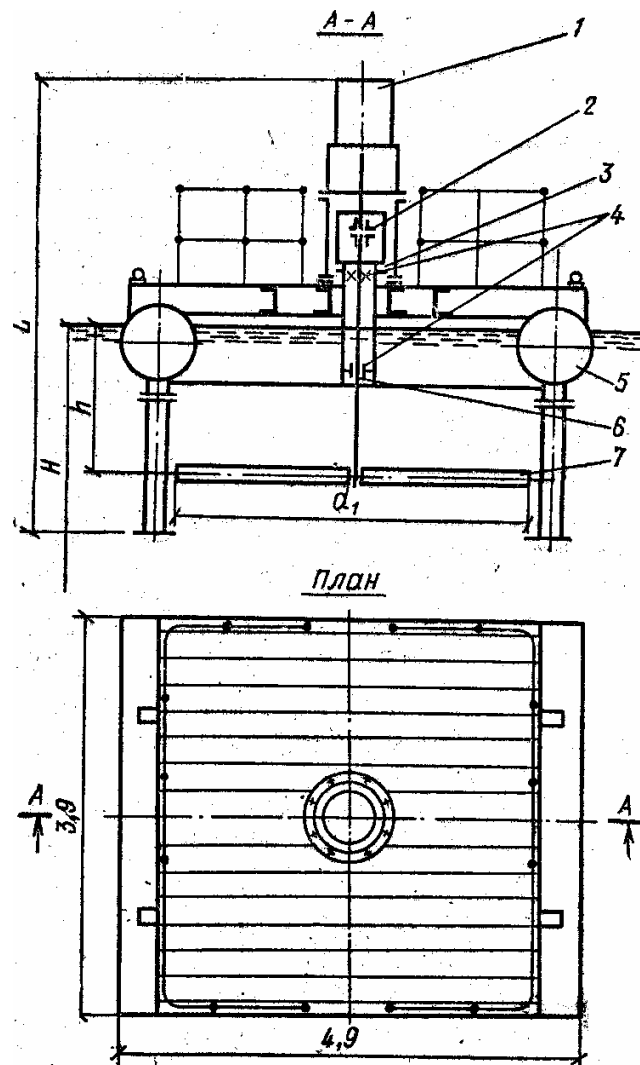


Рис. 5.13. Механический аэратор типа МПУ:
1 – привод; 2 – муфта; 3 – стойка; 4 – опора вала; 5 – понтон; 6 – вал;
7 – мешалка лопастная.

Методика расчета механических систем аэрации прудов заключается в определении числа аэраторов, способных подать необходимое количество кислорода без учета его поступления путем фотосинтеза и атмосферной реаэрации.

Применение искусственной аэрации в прудах значительно ускоряет процессы очистки воды, но вследствие малой скорости окисления необходимая продолжительность пребывания воды в прудах все же очень высока.

Для прудов с естественной аэрацией, предназначенных для очистки и глубокой очистки производственных сточных вод, продолжительность пребывания воды в пруду, τ , сут, определяют по формуле

$$\tau = \frac{l}{k_1} \lg \frac{L_0}{L_\tau},$$

где k_1 — константа скорости процесса, называемая коэффициентом неконсервативности, с^{-1} ; L_0 и L_τ — БПК_{полн} сточной воды, соответственно поступающей и выходящей из пруда, мг/л.

Эта формула справедлива для $L_0 \leq 300$ мг/л. Если БПК_{полн} поступающей воды более 300 мг/л, то L_0 принимают равной 300 мг/л, а в формулу вводят второй член, учитывающий ход реакций окисления по переходному (до 500 мг/л) или нулевому (более 500 мг/л) порядку реакции

$$\tau = \frac{L_n - 300}{k_0} + \frac{1}{k_1} \lg \frac{300}{L_\tau},$$

где L_n — БПК_{полн} поступающей в пруд сточной воды, если оно более 300 мг/л; k_0 — коэффициент неконсервативности в реакциях нулевого или переходного (от нулевого к первому) порядка, мг/(л·с).

Если аэрируемые пруды сооружаются искусственно со ступенями равного объема, задача сводится к определению необходимого числа ступеней и потребного расхода воздуха на аэрацию системы.

При глубокой очистке биологически очищенной воды вместимость одной секции принимают исходя из 1,5...2-суточного пребывания в ней воды. Параметр, характеризующий скорость окисления, в зависимости от свойств исходной сточной воды, рассчитывают по формуле

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{2,3 k_d V_{cm}}{q}},$$

где k_d — коэффициент неконсервативности в динамических условиях, $k_d = (5...7) < k_1$; $V_{ст}$ — объем ступени; q — суточный расход сточной воды.

Далее определяют число ступеней n , задавшись численным значением величины БПК_{полн} воды, выходящей из системы прудов L_n . Расчет ведут по формуле

$$L_n = L_0 \beta^n + \frac{1 - \beta^n}{1 - \beta} L_r,$$

где L_n — БПК_{полн} поступающей воды; L_r — БПК_{полн}, обусловленное вторичным загрязнением воды метаболитами микроорганизмов; величину L_r можно принимать равной 1...2 мг/л, но в период бурного цветения воды она достигает 10 мг/л и более.

Для ориентировочных расчетов второй член этой формулы можно не принимать во внимание и тогда число ступеней определится:

$$n = \frac{\lg \frac{L_n}{L_0}}{\lg \beta}.$$

Если объемы ступеней неодинаковы, то расчет ведут по тем же формулам, но определяют последовательно качество воды, выходящей из каждой ступени пруда.

Удельный расход воздуха D , м^3 на 1 м^3 сточной воды, пребывающей в данной i -й ступени пруда, для пневматической системы аэрации находят по формуле

$$D = \frac{z(L_{i-1} - L_i) + b - b_0}{k k_3 n_1 n_2 (a - b)},$$

где z — удельный расход кислорода, равный 1,8...2 мг/л на 1 мг снятой БПК_{полн}; L_{i-1} — БПК_{полн} сточной воды, поступающей в i -ю ступень; L_i — БПК_{полн} сточной воды, выходящей из ступени; b — фактическое или необходимое содержание кислорода в воде i -й

ступени (во всех ступенях может достигать не более 2...3 мг/л, а в последней ступени определяется из условий спуска в водоем); b_0 — содержание кислорода в воде, поступающей в i -ю ступень; k — коэффициент использования воздуха, зависящий от типа аэратора; k_3 — коэффициент, учитывающий заглубление аэратора h , равный: $k_3 = h^{0,67}$; n_1 — коэффициент, учитывающий температуру; n_2 — коэффициент, учитывающий состав воды (при глубокой очистке $n_2 = 0,9$); a — растворимость кислорода при данных условиях.

Общий расход воздуха определяется как сумма количества воздуха, требующегося для каждой ступени.

При механической системе аэрации необходимое число аэраторов m подсчитывают по формуле

$$m = \frac{[z(L_{i-1} - L_i) + b - b_0]q}{k n_1 n_2 (a - b)},$$

где q — расход сточной воды;

$$k = 0,57 N^2 D_p^{3,5} (H_c + h_{\text{л}})^{0,7} b_{\text{л}}^{0,2} n_{\text{л}}^{0,25};$$

N — частота вращения ротора; D_p — диаметр ротора; H_c — глубина погружения диска ротора в воду; $h_{\text{л}}$ — высота лопасти ротора; $b_{\text{л}}$ — ширина лопасти; $n_{\text{л}}$ — число лопастей.

Объем пруда (каждой секции отдельно) можно рассчитать по формуле

$$V = Q \tau,$$

где V — рабочий объем пруда, м³; Q — количество сточных вод, поступающих в пруд, м³/сут; τ — продолжительность пребывания воды в пруду, сут, определяемая по формуле

$$\tau = \frac{C_{\text{п}} - C_{\text{о}}}{24 a R};$$

здесь $C_{\text{п}}$, $C_{\text{о}}$ — концентрация загрязнений по БПК_{полн} соответственно в поступающей и очищенной сточной воде, мг/л; a — количество активного ила (по сухому веществу), выносимое из вторичных отстойников и принимаемое равным 0,02...0,06 г/л; R — удельная нагрузка на активный ил (скорость окисления), мг БПК_{полн} на 1 г сухого вещества ила в 1 ч при температуре 15 °С; при других температурах t значение R определяется по формуле

$$R = R_{15}(t/15).$$

Глава 6. Процессы и аппараты для глубокой очистки (доочистки) сточных вод.

В большинстве случаев сточные воды после очистки могут быть использованы для технического водоснабжения. Иногда допускается выпуск в водоем воды после биологической очистки с БПК_{полн} = 15...20 мг/л и примерно с таким же количеством взвешенных веществ. Эти показатели являются практически предельно достижимыми на современных очистных сооружениях биологической очистки. Однако при спуске сточных вод в водоемы, имеющие большое народнохозяйственное и особенно рыбохозяйственное значение, требования к качеству очищенной воды повышаются. Такие высокие требования не достигаются при применении существующих сооружений биологической очистки сточных вод.

Содержащиеся в биологически очищенных сточных водах суспензированные частицы активного ила, остаточные органические загрязнения (выражаемые БПК_{полн} и ХПК), ПАВ, биогенные элементы (фосфор и азот) и бактериальные загрязнения оказывают вредное влияние на водоемы, вызывают их эвтрофикацию и создают трудности при повторном использовании воды. В связи с этим необходима глубокая очистка производственных сточных вод, предусматривающая:

- уменьшение количества взвешенных веществ в очищенных сточных водах;
- снижение величин БПК, ХПК и содержания ПАВ, фосфора и азота;
- обеззараживание сточных вод;
- насыщение очищенных сточных вод кислородом при спуске их в водоемы рыбохозяйственного значения.

В результате глубокой очистки достигается возможность:

- полного повторного использования очищенных сточных вод в технологических процессах на промышленных предприятиях, что позволит сэкономить значительное количество свежей природной воды и особенно воды питьевого качества;
- полной очистки сточных вод с удалением всех вредных веществ перед сбросом их в водоем.

Глубокая очистка сточных вод может исключить попадание азота N и фосфора P в водоемы, поскольку при механической очистке содержание этих элементов снижается на 8...10 %, при биологической — на 35...50 % и при глубокой очистке — на 98...99 %.

Для удаления азота, находящегося в сточных водах в виде свободного аммиака, солей аммония и нитратов, используются следующие методы: отдувка аммиака; удаление нитратов способом ионного обмена, гиперфльтрации, электролиза; восстановление нитратов до молекулярного азота химическим или биологическим способом (денитрификация).

Метод отдувки аммиака основан на подавлении диссоциации гидроксида аммония в сильнощелочной среде с образованием газообразного аммиака, который можно отдувать воздухом при многократном разбрызгивании сточной воды. Эффективность отдувки аммиака составляет около 90 %. Аммиак удаляют в дегазаторах с деревянной насадкой или в градирнях.

6.1. Глубокая очистка сточных вод на фильтрах с зернистой и плавающей загрузками.

Процесс глубокой очистки сточных вод на фильтрах с зернистой загрузкой после биологической очистки определяется двумя параллельно протекающими явлениями:

- 1) задержанием в загрузке суспензированных частиц, вынесенных из вторичных отстойников;
- 2) минерализацией растворенных в воде органических веществ с помощью накапливающихся в загрузке фильтров микроорганизмов активного ила в присутствии кислорода.

Разработаны установки глубокой очистки сточных вод на фильтрах с песчаной загрузкой пропускной способностью 10, 17 и 25 тыс. м³/сут. В этих установках (рис. 6.1) сточная вода проходит сначала барабанные сетки и затем поступает в приемный резервуар, откуда насосами подается для стабилизации напора во входную камеру. Из нее сточная вода поступает на фильтры с песчаной загрузкой.

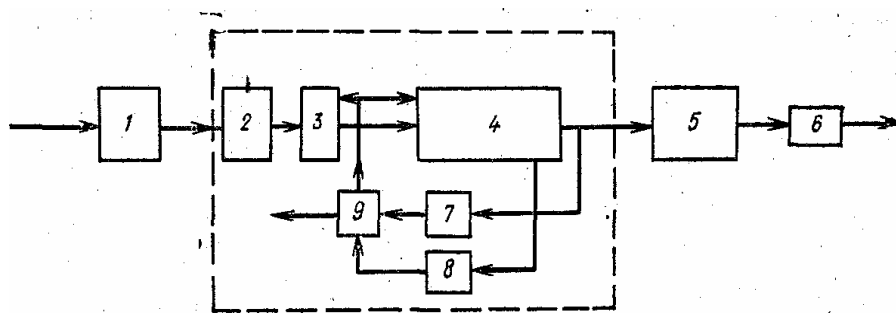


Рис. 6.1. Технологическая схема станции доочистки производственных сточных вод с фильтрами:

1 — приемный резервуар; 2 — насосы для подачи сточной воды на фильтровальные сооружения; 3 — барабанные сетки; 4 — фильтры с зернистой загрузкой; 5 — хлораторная установка; 6 — насосная станция для подачи очищенной воды в систему производственного водоснабжения; 7 — резервуар воды для промывки барабанных сеток и фильтров; 8 — резервуар для промывных вод; 9 — насосная станция для подачи воды на промывку и загрязненной воды от промывки в первичные отстойники.

Расчетная концентрация загрязнений сточной воды, поступающей на фильтры, по БПК_{полн} составляет 15 мг/л и по взвешенным веществам — 6...8 мг/л, а прошедшей глубокую очистку по БПК_{полн} и по взвешенным веществам соответственно 6...8 и 3...5 мг/л. Профильтрованная вода подается в контактные резервуары, где дезинфицируется и после этого может быть использована на производственные нужды.

При проектировании двухслойных фильтров принимаются следующие расчетные параметры: скорость фильтрования до 8,5 м/ч; крупность песчаной загрузки 1...2 мм при эквивалентном диаметре $d_{\text{экв}}$ песка 1,5 мм; крупность загрузки из антрацита $d_a^{\text{экв}} = (2...4)d_{\text{экв}}$ песка; высота слоя песчаной загрузки 0,5...1 м; высота слоя антрацита 0,6...0,9 м; концентрация взвешенных веществ в исходной воде не более 40 мг/л.

Грязеемкость загрузки двухслойных фильтров при концентрации взвешенных веществ в поступающей на фильтр воде 20...40 мг/л и эффективности осветления 86...90 % составляет 4,4...7,7 кг/м³ фильтрующего материала, а продолжительность фильтровального цикла 15...34 ч.

Применение загрузки фильтров из гранитного щебня вместо песка позволяет увеличить пропускную способность фильтров в 1,6 раза и повысить их грязеемкость в 1,5...2 раза.

Фильтрующая загрузка из материалов с развитой поверхностью и большой пористостью имеет лучшие фильтрационные параметры по сравнению с кварцевым песком, это увеличивает скорость фильтрования при одинаковой высоте и крупности зерен фильтрующего слоя. Потери напора в загрузке из этих материалов возрастают медленнее, чем в песчаном слое. Применение таких фильтрующих материалов позволяет увеличить пропускную способность фильтровальных сооружений в 1,5 раза. Керамзит и некоторые виды вулканических шлаков, благодаря меньшей плотности по сравнению с песком, могут быть использованы в многослойных фильтрах.

При подаче воды снизу вверх реализуется принцип фильтрования в направлении убывающей крупности зерен загрузки, что улучшает условия работы фильтра: обеспечивается повышенная грязеемкость фильтра, не требуется устройства системы взрых-

ления верхнего слоя загрузки, увеличивается продолжительность фильтроцикла, используется практически полностью строительный объем фильтра.

Каркасно-засыпные фильтры (КЗФ) являются разновидностью фильтров, в которых используется принцип фильтрования в направлении убывающей крупности зерен (рис. 6.2). Перед этими фильтрами не требуется установка барабанных сеток. Фильтры КЗФ рекомендуется применять для глубокой очистки биологически очищенных сточных вод, а также в установках денитрификации нейтрализованного общего стока промышленных предприятий.

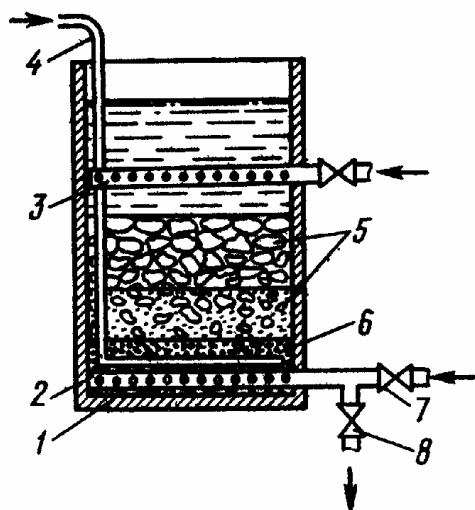


Рис. 6.2. Каркасно-засыпной фильтр (КЗФ):

1 — поддерживающий гравийный слой; 2 — распределительное перфорированное днище; 3 — коллектор для подачи исходной и отвода промывной воды; 4 — подача сжатого воздуха при промывке; 5 — гравий; 6 — песчаная загрузка; 7 — подача промывной воды; 8 — трубопровод отвода очищенной воды (фильтрата).

Загрузка КЗФ состоит из каркаса, в качестве которого используется гравий с крупностью зерен 40...60 мм, и засыпки, состоящей из песка с крупностью зерен 0,8...1,0 мм. Общая высота гравийной загрузки (каркаса) составляет 1,8 м. Для каркаса КЗФ кроме гравия может быть применен также щебень, а для заполнителя кроме песка можно применять гранулированный доменный шлак, керамзит, мраморную крошку, антрацит.

Основные расчетные параметры фильтров КЗФ следующие: скорость фильтрования 10 м/ч, при форсированном режиме допускается увеличение этой скорости до 12 м/ч; при средней концентрации взвешенных веществ в исходной сточной воде 20 мг/л и расчетной скорости фильтрования 10 м/ч продолжительность фильтроцикла составляет 20 ч. Пропускная способность КЗФ рассчитывается на максимальный часовой приток.

Наряду с КЗФ практическое применение получили фильтры с зернистой загрузкой следующих типов: однослойные с нисходящим и восходящим потоками воды, двухслойные, аэрируемые, а также с плавающей загрузкой.

Для глубокой очистки сточных вод фильтрованием применяются песчано-гравийные фильтры с высотой загрузки 3 м. Скорость фильтрования в рабочем режиме 10...12 м/с. Восстановление фильтрующей способности фильтров осуществляется с

помощью водовоздушной промывки в три этапа: I этап—продувка воздухом в течение 1,5...2 мин с интенсивностью подачи воздуха 18... 20 л/(с·м²); II этап — совместная водовоздушная промывка в течение 10...12 мин интенсивностью подачи воздуха 18...20 л/(с·м²) и воды 3...3,5 л/(с·м²); III этап — водяная промывка в течение 6...8 мин с интенсивностью 6...7 л/(с·м²). Фильтры промываются фильтрованной водой. Загрязненная промывная вода сбрасывается в резервуар и затем откачивается в головные сооружения станции биологической очистки. Предусматривается оперативная и аварийная сигнализация от всех агрегатов и механизмов на диспетчерский пункт.

Фильтры с плавающей загрузкой (ФПЗ) из вспененного полистирола применяют как для глубокой очистки механически очищенных производственных сточных вод, так и для биологически очищенных сточных вод — городских или их смеси с производственными. Эффективность глубокой очистки на фильтрах с плавающей загрузкой по взвешенным веществам и БПК равнозначна эффективности глубокой очистки на фильтрах с двухслойной зернистой загрузкой.

Схема устройства фильтров типа ФПЗ приведена на рис. 6.3. Исходная сточная вода поступает в пространство над фильтрующей загрузкой, фильтруется через плавающую загрузку сверху вниз в направлении убывающей крупности гранул вспененного полистирола. Фильтрат собирается нижней (ФПЗ-3) и средней (ФПЗ-4) дренажными трубами и выводится из фильтра. При ухудшении качества фильтрата загрузка фильтра промывается. Плавающая загрузка регенерируется в нисходящем потоке осветленной воды. Потери напора на фильтрах ФПЗ-3 и ФПЗ-4 принимаются равными 1,5 м. Температура очищенной воды не должна превышать 50°С (во избежание размягчения полимера).

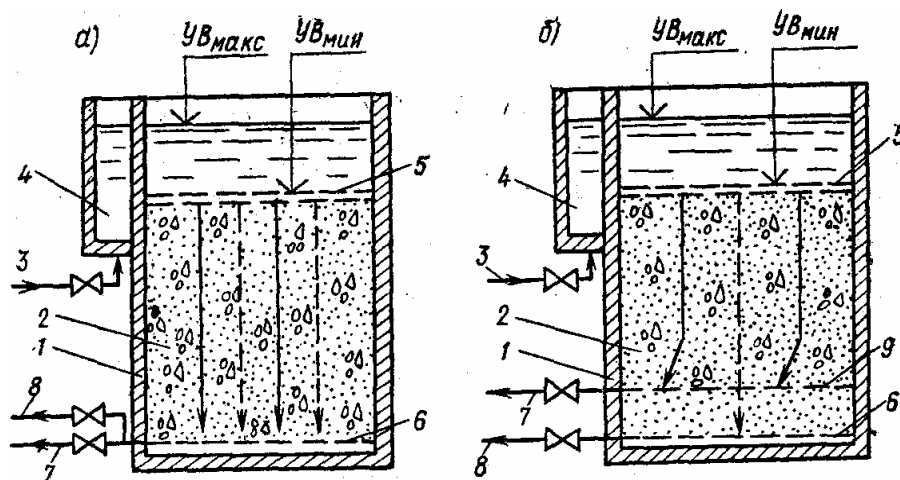


Рис. 6.3. Фильтры с плавающей загрузкой конструкции ФПЗ:

а — ФПЗ-3; б — ФПЗ-4; 1 — корпус; 2 — плавающая загрузка; 3 — подача исходной воды; 4 — карман фильтра; 5 — удерживающая решетка; 6 — нижняя дренажная система; 7 — отвод фильтрата; 8 — отвод промывной воды; 9 — средняя дренажная труба.

Преимущества применения ФПЗ: экономичность установки, простота конструкции и эксплуатации, долговечность фильтрующей загрузки, надежность очистки, отсутствие промывных насосов и емкостей промывной воды, способность загрузки к самостоятельной гидравлической сортировке в процессе промывки по убывающей крупности гранул.

Фильтры с пенополиуретановой загрузкой. Метод фильтрования сточной воды через пенополиуретан заключается в том, что процесс ведется через предварительно сжатую загрузку из этого материала, а ее регенерация производится при двукратном расширении загрузки (рис. 6.7).

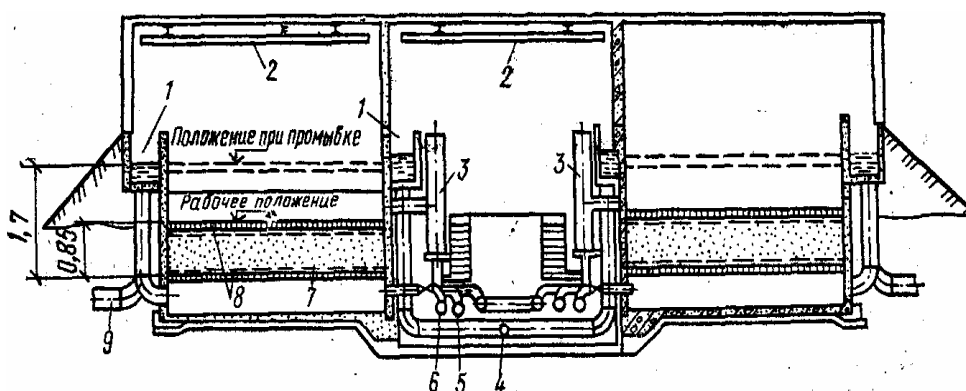


Рис. 6.4. Пенополиуретановый фильтр с гранулированной загрузкой для доочистки биологически очищенных сточных вод:

1 — лотки для сбора фильтрата; 2 — кран-балки; 3 — регуляторы скорости фильтрования; 4 — подача промывной воды; 5 — подача исходной воды; 6 — подача воздуха при водовоздушной промывке; 7 — пенополиуретановая гранулированная загрузка; 8 — прижимные перфорированные плиты; 9 — отвод промывной воды.

Фильтр представляет собой железобетонный резервуар, в котором на разных уровнях установлены две дренажные плиты, одна из которых подвижная. К внутренней поверхности плит прикреплен сетчатый каркас с размерами отверстий в сетке менее диаметра гранул пенополиуретана - гранулированного пенополиуретана (ППУ).

Фильтры с загрузкой ППУ применяются для глубокой очистки биологически очищенных сточных вод с эффективностью очистки по взвешенным веществам 92...93 %, по БПК 50...60 % при исходной концентрации взвешенных веществ 15...35 мг/л. Эти же фильтры могут применяться для очистки сточных вод от нефтепродуктов и масел в неэмульсионном состоянии после очистки сточных вод на песколовках и в нефтеловушках.

Загрузка — гранулированная с размерами гранул 4...6 мм; плотность загрузки 35...40 кг/м³, степень сжатия фильтрующего слоя 15 %, начальная высота слоя 850 мм, фильтрование предусматривается снизу вверх.

Технологические параметры: скорость фильтрования при рабочем режиме 10 м/ч, а при форсированном 12 м/ч; продолжительность фильтро-цикла при рабочем режиме работы 50...60 ч, а при форсированном 17...36 ч. Потери напора к концу фильтроцикла 1,3 м; грязеемкость при рабочем режиме 8,8...17 кг/м³, а при форсированном 6,8...9,6 кг/м³.

Суммарную площадь фильтров F , м², следует определять по формуле

$$F = (Q_p + Q_u) / (24v_p - nv_p t),$$

где Q_p — расчетный расход на сооружения глубокой очистки сточных вод, м³/сут (при отсутствии регулирующих емкостей перед фильтрами Q_p определяется по максимальному часовому притоку воды); Q_u — общий циркуляционный расход, в том числе расход воды на промывку фильтров, барабанных сеток и сброс первого фильтрата, м³/сут

[для ориентировочных расчетов следует принимать $Q_{\text{ц}} = 0,025 Q_p$ (при $n = 1$) и $Q_{\text{ц}} = 0,05 Q_p$ (при $n = 2$); n — число промывок одного фильтра в сутки; t — продолжительность простоя одного фильтра во время промывки, ч; v_p — расчетная скорость фильтрования, м/ч, определяемая по формуле

$$v_p = v_{\phi} \frac{N - m}{N} ;$$

здесь N — общее число фильтров; m — число фильтров, находящихся в ремонте (при $N > 20$ $m = 3$; при $N < 20$ $m = 2$); v_{ϕ} — скорость фильтрования при форсированном режиме, т. е. при максимальном притоке воды и выключении части фильтров на ремонт, м/ч.

Число фильтров N на станции глубокой очистки, принимаемое равным не менее четырех, может быть ориентировочно определено по формуле

$$N = 0,5\sqrt{F} .$$

6.2. Удаление растворенных веществ методом сорбции.

При применении ионообменных фильтров, заполненных селективными смолами, в частности цеолитом, удаление аммонийного азота при скорости фильтрования, равной 14,7 м/ч, составило 90 % при исходном его содержании 16 мг/л.

При удалении азота в аммонийной форме целесообразно применять фильтрование сточной воды через цеолитовую загрузку. Цеолиты, представляющие собой алюмосиликаты — минералы по происхождению, получают искусственно. Ионообменная способность цеолитов по $\text{NH}_4\text{—N}$ достигает 500...700 мг-экв./кг. Степень удаления аммонийного азота составляет 90...97 %.

Сточная вода (рис. 6.5) после биологической очистки проходит барабанные сетки и приемный резервуар, а далее насосом подается во входную камеру, откуда поступает на песчаные фильтры. Перед входной камерой в сточную воду подается коагулянт (соли железа). Профильтрованная вода самотеком поступает на цеолитовые фильтры с нисходящим потоком движения воды. Очищенная от азота вода; отводится в систему производственного водоснабжения.

Расчетные параметры ионообменной установки: скорость фильтрования 5...7 м/ч, высота фильтрующего слоя 2 м, продолжительность фидьтроцикла 5...7 сут.

Загрузка цеолитовых фильтров периодически взрыхляется водой и регенерируется раствором поваренной соли. Скорость движения раствора при регенерации загрузки 2 м/ч, а продолжительность регенерации 2 ч.

После регенерации загрузка промывается водой. Промывочный раствор отстаивается, осадок в виде карбоната кальция и гидроокиси магния удаляется, а жидкость подается на градирню, где отдувается аммиак, который направляется затем для нейтрализации в градирню, орошаемую раствором серной кислоты. Применение цеолитовых фильтров обеспечивает более глубокую степень и надежность очистки сточных вод от азота по сравнению с другими способами.

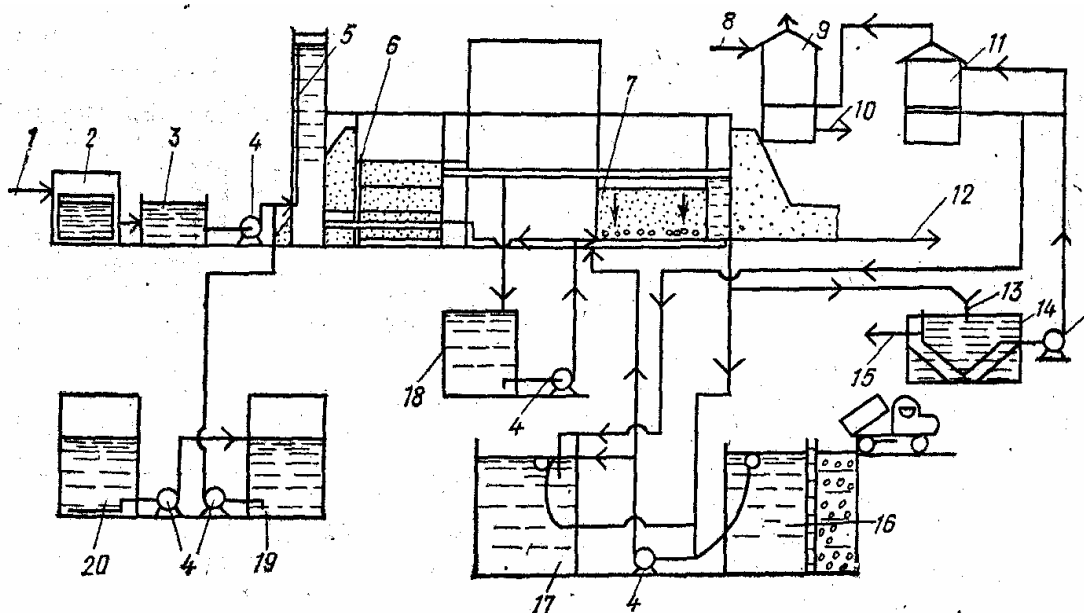


Рис. 6.5. Схема глубокой очистки сточных вод с применением цеолитовых фильтров: 1 — подача биологически очищенной воды; 2 — барабанная сетка; 3 — приемный резервуар; 4 — насос; 5 — входная камера; 6, 7 — соответственно песчаный и цеолитовый фильтр; 8 — подача раствора серной кислоты; 9, 11 — градирия соответственно для отдувки и нейтрализации аммиака; 10, 15 — удаление осадка на обработку; 12 — отвод воды в систему производственного водоснабжения; 13 — смеситель; 14 — отстойник промывочного раствора; 16 — затворный и растворный резервуары поваренной соли; 17 — расходный резервуар поваренной соли; 18 — резервуар промывной воды; 19 — расходный резервуар коагулянта; 20 — затворный резервуар коагулянта.

Глубокая очистка сточных вод методом сорбции активированными углеродсодержащими сорбентами в комплексе с механической, физико-химической или химической очисткой позволяет удалить из сточных вод органические биохимически неокисляемые растворенные примеси.

Основными узлами технологической схемы обработки сточных вод активированным углем являются адсорберы, обеспечивающие его контакт со сточными водами, и система гидравлического перемещения угля, с помощью которой отработанный уголь подается в печь на регенерацию. Регенерированный уголь возвращается обратно в адсорбер.

Адсорберы могут быть с подвижной (по принципу противотока сточная вода подается снизу, а уголь — сверху) и неподвижной загрузкой, когда адсорберы работают в условиях нисходящего потока сточной воды. Как правило, несколько адсорберов соединены последовательно, поэтому сточная вода в начале контактирует с более загрязненным углем.

Термическая регенерация угля позволяет осуществить до 10...20 последовательных циклов «насыщение — регенерация». Потери угля на истирание составляют примерно 5 % за один цикл. Для глубокой очистки сточных вод используются активированные гранулированные угли марок АГ-3, АР-3, БАУ.

6.3. Биологическая денитрификация.

При денитрификации концентрация аммонийного азота изменяется незначительно. По этой причине необходимо предварительно окислить аммонийный азот в нитриты и нитраты.

В зависимости от того, в каких сооружениях осуществляются процессы нитрификации и денитрификации, различают одно-, двух и трехстадийные схемы.

При *одностадийной* схеме устраивают аэротенки с продленной аэрацией, одна секция в которых выделяется для восстановления азота нитратов до газообразного азота. Кроме таких аэротенков при одностадийной схеме возможно устройство контактного стабилизатора, в одной из них происходит окисление аммонийного азота до азота нитритов и нитратов, в другой — восстановление нитратов.

Режим работы аэротенка установлен из расчета снижения концентрации азота в очищенных сточных водах на 75 % (при обычном методе аэрации снижение концентрации азота в аэротенке составляет 20...50 %). Первая стадия полуаэробного окисления осуществляется в 1-й секции аэротенка (без подачи воздуха) при минимальной концентрации растворенного кислорода. Окислителем является кислород нитратов очищенных вод, подаваемых в 1-ю секцию из вторичных отстойников. Во 2-й секции аэротенка окислительный процесс происходит при аэрации. При этом за счет кислорода воздуха завершается процесс нитрификации.

При *двухстадийной* схеме возможны следующие варианты: аэротенки с продленной аэрацией и изолированным денитрификатором; контактный стабилизатор с изолированным денитрификатором; обычный аэротенк и смеситель, которые представляют собой комбинированное сооружение, разделенное на зоны нитрификации и денитрификации.

При *трехстадийной* схеме обработка разделяется на три ступени: аэрация, нитрификация и денитрификация.

Для процессов денитрификации могут быть использованы резервуары с перемешиванием, а также колонны с насадками из гравийных зерен диаметром 2,5 см или частиц гравия диаметром 2...4 мм. Фильтры-денитрификаторы идеально приспособлены для формирования биопленки, заселенной денитрифицирующей микрофлорой, для них характерен малый вынос взвешенных веществ, отсутствует необходимость в рециркуляции сточных вод и активного ила, требуется меньшая продолжительность пребывания сточных вод в сооружении.

Режим работы гравийных фильтров-денитрификаторов близок к режиму работы биофильтров. По мере работы гравийных фильтров на загрузке развивается биолленка, заселенная денитрифицирующими микроорганизмами. Частично она выносится потоком жидкости, и поэтому после гравийных фильтров-денитрификаторов необходима установка обычных фильтров.

Сточные воды, содержащие значительное количество азота нитратной формы, перед подачей на общие очистные сооружения целесообразно подвергать обработке на локальных установках. Для этой цели могут быть использованы аппараты с контактной средой, в частности, пленочные фильтры-денитрификаторы.

Пленочные денитрификаторы (рис. 6.6), работающие по принципу биофильтров, могут применяться для очистки сточных вод с широким диапазоном исходных концентраций нитратного азота.

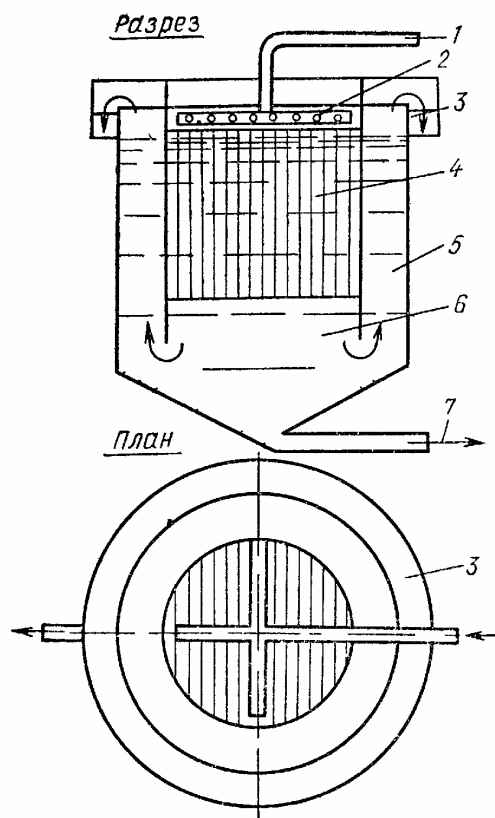


Рис. 6.6. Пленочный денитрификатор:
1 — подача исходной воды; 2 — распределительная система; 3 — водослив; 4 — поливинилхлоридные пленки; 5 — зона осветления; 6 — отстойная зона; 7 — выпуск осадка.

При концентрациях, не превышающих 500 мг/л, используется одноступенчатая схема обработки, при концентрациях 500...1000 мг/л рекомендуется двухступенчатая схема, которая состоит из денитрификатора I ступени, где происходит снижение концентрации нитратного азота до 350...500 мг/л, и денитрификатора II ступени, где концентрация снижается до требуемых пределов. Для обеих ступеней могут быть использованы одинаковые сооружения. Продолжительность пребывания сточных вод в пленочных денитрификаторах 2...3 ч.

6.4. Установки для обеззараживания сточных вод.

Обеззараживание (дезинфекция) очищенных сточных вод производится для уничтожения содержащихся в них болезнетворных микробов, вирусов и бактерий. Болезнетворные микробы, бактерии и вирусы не могут быть, полностью удалены ни при отстаивании, ни при искусственной биологической очистке сточных вод.

Поэтому после механической и биологической, а также физико-химической очистки при повторном использовании воды или при спуске ее в водоем требуется применять обеззараживание. Оно может быть эффективно только в том случае, когда в воде не содержатся взвешенные вещества.

Надежными способами обеззараживания сточных вод являются естественные методы биологической очистки (в биологических прудах, на полях орошения и фильтрации), которые обеспечивают высокую эффективность (до 99,9 %). В этих случаях дезинфекции реагентами, как правило, не требуется.

Для эффективного обеззараживания биологически очищенных сточных вод доза хлора должна подбираться так, чтобы содержание кишечных палочек в воде, сбрасываемой в водоем, не превышало 1000 в 1 л, а доза остаточного хлора составляла не менее 1,5 мг/л при продолжительности контакта 30 мин или 1 мг/л при продолжительности контакта 60 мин.

Для предварительных расчетов дозы активного хлора следует принимать:

а) для сточной воды после механической очистки — 10 г/м³;

б) для неполностью биологически очищенной сточной воды в аэротенках или в высоконагружаемых биофильтрах и для сточных вод после физико-химической очистки (при эффективности отстаивания выше 70%) — 5 г/м³;

в) для полностью биологически очищенной сточной воды — 3 г/м³.

Введение хлора перед фильтрами для глубокой очистки сточных вод или биологическими прудами не допускается.

Обеззараживание воды гипохлоритом натрия с помощью метода электролиза представляет собой по существу один из видов хлорирования. Электролитический метод получения гипохлорита натрия основан на получении хлора и его взаимодействии со щелочью в одном и том же аппарате — электролизере.

Достаточная эффективность обеззараживания очищенной сточной воды гипохлоритом натрия наступает обычно при его концентрации 1,5...3,5 мг/л (в зависимости от хлоропоглощаемости); содержание избыточного хлора при этом составляет 0,3...0,5 мг/л. Эффективность обеззараживания сточной воды зависит от температуры лишь при введении малых доз гипохлорита натрия, высокие его дозы нивелируют влияние температуры. Продукты электролиза в некоторой степени способствуют ускорению процессов коагулирования и осаждения взвешенных веществ.

Контактные резервуары (рис. 6.7) предназначены для обеспечения расчетной продолжительности контакта очищенных сточных вод с хлором или гипохлоритом натрия.

Расчетная вместимость резервуаров (две секции) для рекомендуемого диапазона длин 9...18 м составляет 319...643 м³. Расчетная пропускная способность сооружений 10000, 17000 и 25 000 м³/сут.

Контактные резервуары следует проектировать как первичные отстойники без скребков; число резервуаров предусматривается не менее 2. Допускается барботаж воды сжатым воздухом при интенсивности 0,5 м³/(м²·ч).

Озон — сильный окислитель, его бактерицидное действие значительно активней хлора, он также более активен по отношению к вирусам, является хорошим средством борьбы с привкусами и запахами. Озон наиболее целесообразно применять не вместо традиционных методов обработки воды, а в дополнение к ним при очистке сильно загрязненных производственных сточных вод для разрушения некоторых канцерогенных веществ и детергентов, для борьбы с вирусами и для окисления веществ, продуцирующих, запахи и привкусы (например, фенола).

Большой интерес представляет применение озонаторных установок для обеззараживания сточной воды. Для этой цели наиболее эффективны установки производительностью по озону 10...20 кг/ч.

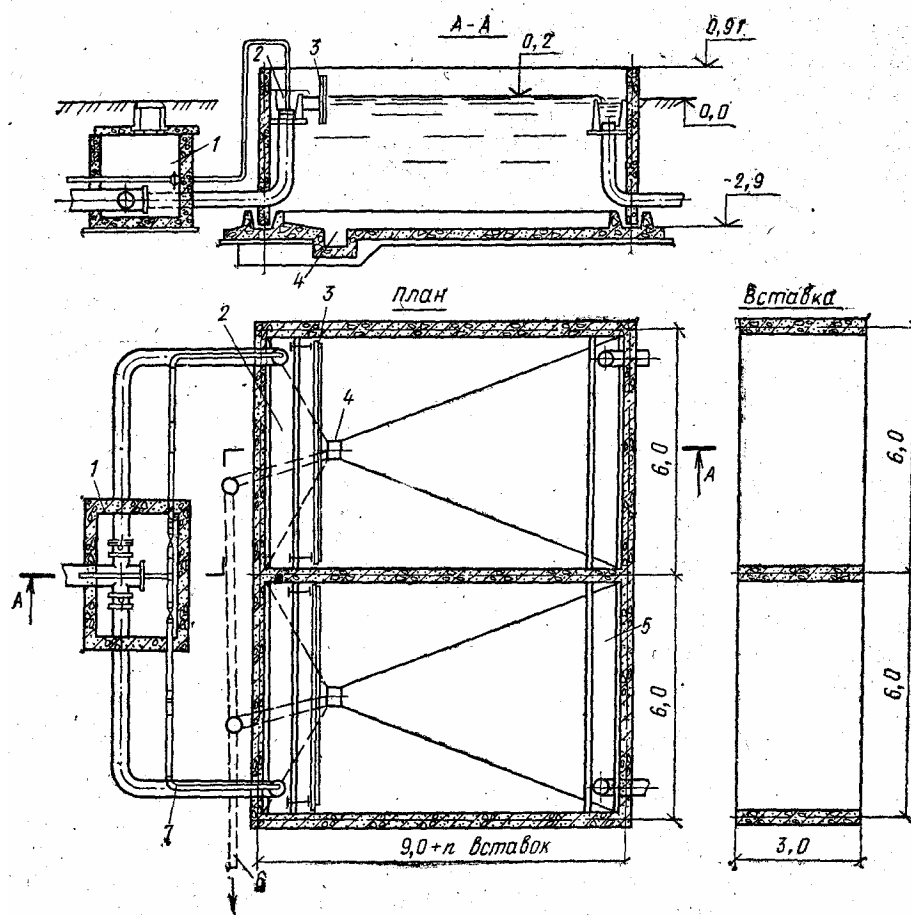


Рис. 6.7. Контактные резервуары (две секции).

1 - распределительная камера; 2 - впускной лоток; 3 - струенаправляющий щит; 4 — приемок для опорожнения; 5 — сборный лоток; 6 — трубопровод опорожнения; 7 — воздуховод.

Скорость распада озона, возрастает с увеличением солесодержания, значений рН и температуры воды. При повышении температуры с 1 до 20 °С скорость распада озона возрастает в 22 раза, а при повышении рН воды с 7,6 до 9,2 — в 15 раз. В технологической схеме температуру воды перед озонированием следует принимать около 25 °С. Тип озонаторной установки и расход озона определяются из дозы озона 5 мг на 1 л обрабатываемой воды. Концентрация остаточного озона в воде 0,2...0,5 мг/л. Озон предпочтительнее синтезировать из кислорода, доставляемого в баллонах. Объем контактной камеры для смешения озона с водой рассчитывают исходя из продолжительности контакта 20 мин и глубины слоя воды в камере 4...4,5 м.

Озонирование не оказывает влияния на качественный состав растворенных минеральных веществ, содержащихся в сточной воде. Число бактерий после озонирования уменьшается в среднем на 99,8 %. Спорообразующие бактерии более устойчивы к озону, чем вегетативные.

Для обеззараживания сточных вод мясокомбинатов, кожевенных заводов и инфекционных больниц целесообразно применение радиационного метода в связи с при-

сутствием в воде конгломератов органических соединений, которые не могут быть надежно обеззаражены обычными методами.

Процесс радиационного обеззараживания с применением гамма-установки осуществляется по следующей схеме: сточная вода поступает в полость сетчатого цилиндра приемно-разделительного аппарата, где твердые включения (бинты, вата, бумага и т. п.) увлекаются вверх шнеком, отжимаются в диффузоре и направляются в бункер-сборник. Затем сточные воды разбавляются условно чистой водой до определенной концентрации и подаются в аппарат гамма-установки, в котором под действием гамма-излучения изотопа Co^{60} происходит процесс обеззараживания. Обработанная вода сбрасывается в канализационную систему городских сточных вод.

Обеззараживание осадка осуществляется периодически по мере накопления в бункере. Осадок помещают в стандартные контейнеры (сборники твердых осадков) и подвергают радиационному обеззараживанию в аппарате гамма-установки.

6.5. Устройства для насыщения кислородом очищенных сточных вод.

Содержание растворенного кислорода в очищенных сточных водах, сбрасываемых в рыбохозяйственные водоемы, должно быть не менее 6 мг/л. Содержание кислорода в сточных водах после очистки обычно составляет 0,5...1,0 мг/л и лишь при очень благоприятных условиях достигает 3...4 мг/л. Следовательно, для выполнения требований рыбохозяйственных и санитарных органов в ряде случаев необходимо дополнительно аэрировать сточные воды перед выпуском.

Применение каскадной системы аэрации для насыщения очищенных сточных вод кислородом при наличии подходящего рельефа местности имеет практическое значение. Одним из вариантов каскадных систем могут быть водосливы с гидравлическим прыжком в нижнем бьефе.

Перепад уровней на каждой ступени каскада должен быть не более 0,55 м при критическом положении прыжка. На каждой ступени можно получить до 20 % снижения дефицита кислорода в поступающей воде. Для насыщения кислородом очищенных сточных вод до требуемой концентрации 6 мг/л достаточно трех — пяти ступеней каскада водослива.

Для насыщения сточных вод кислородом могут быть запроектированы водосливы-аэраторы с водосливными отверстиями в виде тонкой зубчатой стенки с зубчатым щитом над ней (зубья стенки и щита обращены друг к другу остриями). При проектировании таких сооружений следует принимать: высоту зубьев 50 мм; угол при вершине 90°; высоту отверстия (между остриями зубьев) 50 мм; длину колодца нижнего рельефа 4 м и глубину 0,8 м; удельный расход воды $q = 120...160$ л/с на 1 м водослива; напор воды на водосливе $h_{\text{отв}}$, м, отсчитывается от середины зубчатого отверстия

$$h_{\text{отв}} = (q_w / 225)^2,$$

где q_w - удельный расход сточных вод, $\text{м}^3/(\text{м}\cdot\text{ч})$

6.5. Схемы сооружений глубокой очистки.

Разработана станция глубокой очистки биологически очищенных сточных вод пропускной способностью 100 тыс. $\text{м}^3/\text{сут}$ с доведением концентрации поступающих сточных вод по БПК_{полн} от 15 до 6 мг/л, взвешенных веществ от 15 до 3 мг/л и ПАВ от 2,5 до 0,5 мг/л.

Сооружения глубокой очистки включают резервуары и фильтры (рис. 6.8). Сточная вода после полной биологической очистки поступает в приемный резервуар, откуда погружными осевыми насосами подается в приемную камеру, а затем на каркасно-засыпные фильтры.

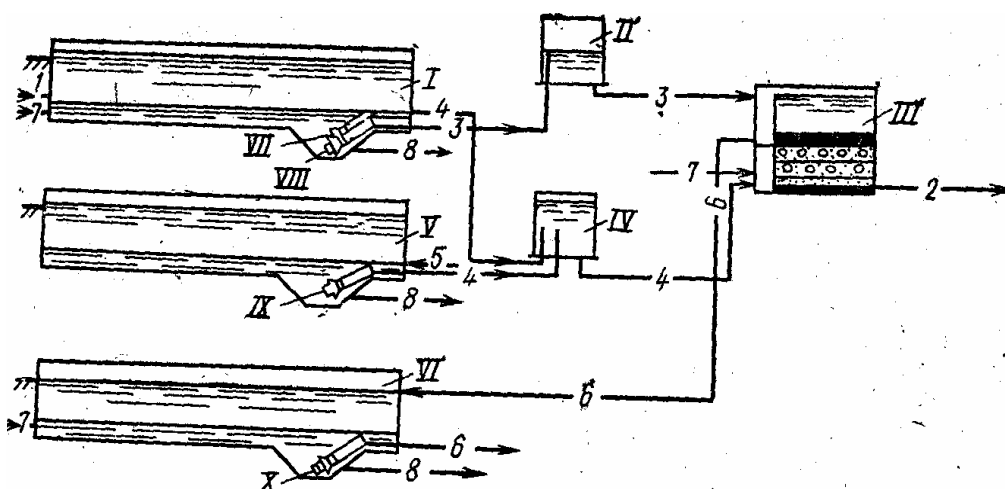


Рис. 6.8. Технологическая схема сооружений доочистки биологически очищенных сточных вод пропускной способностью 100 тыс. м³/сут:

I — приемный резервуар; II — приемная камера воды, направляемой на фильтрование; III — фильтр КЗФ; IV — приёмная камера воды, направляемой на промывку; V — резервуар фильтрованной воды; VI — резервуар грязной промывочной воды; VII, VIII, IX, X — насосы для подачи соответственно промывочной воды, воды на фильтрование, фильтрованной воды на промывку, для перекачки воды после промывки; 1 — подача воды на доочистку; 2 — отвод воды в контактный резервуар после доочистки; 3 — подача воды на фильтрование; 4 — подача воды на промывку фильтров; 5 — подвод фильтрованной воды в резервуар; 6 — отвод воды после промывки; 7 — подача воздуха; 8 — опорожнение.

Для глубокой очистки сточных вод от ПАВ, которые практически не задерживаются на фильтрах, применяют метод пенного фракционирования, являющийся наиболее перспективным. Этот метод эффективен для малоконцентрированных растворов и, сравнительно прост; процесс автоматизирован.

При барботаже воздухом сточной воды ПАВ адсорбируется на поверхности раздела фаз воздух — вода, понижая поверхностное натяжение. Увлекаемые, поднимающимися воздушными пузырьками эти вещества способствуют образованию на поверхности воды слоя пены.

Для пенного фракционирования применяют мелкопузырчатые аэраторы — керамические фильтросные пластины. Резервуар для пенного фракционирования показан на рис. 6.9.

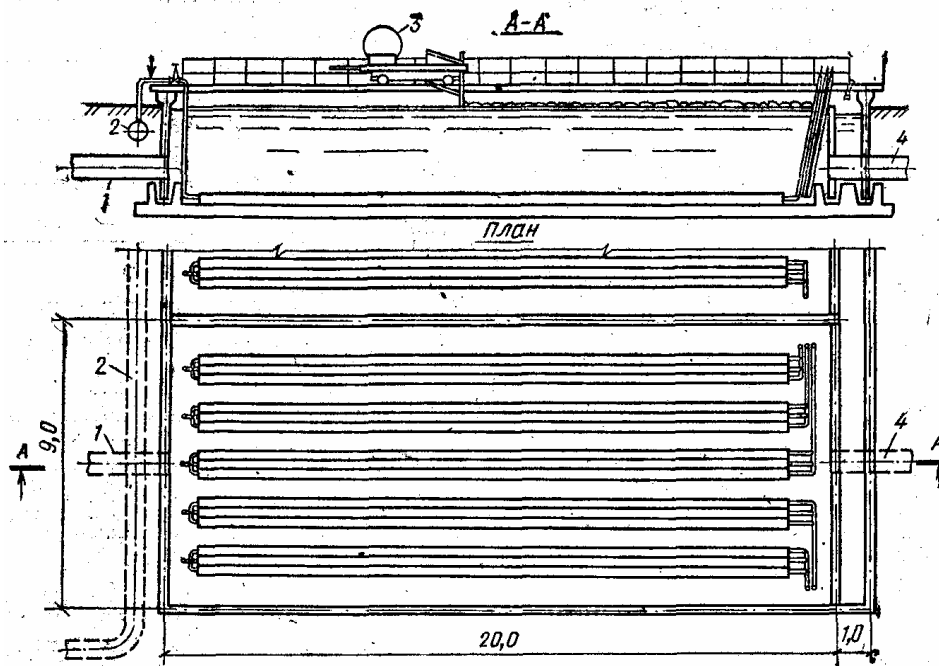


Рис. 6.9. Резервуар для пенного фракционирования:
1 — трубопровод фильтрованной воды; 2 — воздуховод; 3 — механическое устройство для сгона пены; 4 — трубопровод доочищенной сточной воды.

Интенсивность барботажа $35...40 \text{ м}^3/(\text{м}^3/\text{ч})$, продолжительность барботажа $15...20$ мин, рабочая глубина резервуара 3 м . Резервуар проектируется в виде однокоридорного аэротенка шириной 9 м и состоит из трех секций. Габариты резервуара $21 \times 27 \times 3,6 \text{ м}$. Число резервуаров определяется по расчетному расходу сточной воды. В конце резервуара имеется канал шириной 1 м для сбора пены, в который она сгоняется скребковым механизмом. Объем пенного продукта составляет $3...8 \%$ объема очищенной сточной воды. Пена в канале гасится технической водой, после чего обрабатывается одним из следующих способов. При наличии в составе станции аэрации сооружений механического обезвоживания и термосушки осадка обработку пенного концентрата целесообразно осуществлять путем подачи его в тракт обработки осадка перед механическим обезвоживанием. Эффективность обезвоживания осадка при этом несколько повышается. Другим способом обработки пенного концентрата является возвращение его в аэротенки для биохимического окисления.

По уравнению баланса концентрация ПАВ в доочищенной сточной воде C_k , мг/л, в условиях рециркуляции пенного концентрата составит:

$$C_k = \frac{C_{ж} \left(1 - \frac{B}{100}\right) \left(1 - \frac{B}{100}\right)}{1 - \frac{D}{100} \left(1 - \frac{B}{100}\right)} = 0,48,$$

где $C_{ж}$ — концентрация ПАВ в отстоянной воде, равная 10 мг/л ; Б, Д — удаление ПАВ соответственно на сооружениях биологической очистки и в процессе пенного фракционирования, равное в обоих случаях 80% .

Из полученного результата следует, что в тех случаях, когда концентрация ПАВ в доочищенной сточной, воде должна быть не выше 0,5 мг/л, метод рециркуляции пенного концентрата в аэротенке приемлем только при содержании ПАВ в отстоянной воде не более 10 мг/л.

Для глубокой очистки биологически очищенных сточных вод после вторичных отстойников предложены два варианта: 1) в биологических прудах; 2) на микрофильтрах с последующей глубокой очисткой в двухступенчатых биологических прудах (рис. 6.10).

При глубокой очистке биологически очищенных сточных вод на микрофильтрах оптимальные параметры процесса следующие: концентрация взвешенных веществ в исходной воде – 20...60 мг/л; скорость фильтрования – 24 м/ч; потери напора при микрофильтровании — 6...12 см; частота вращения барабана микрофильтра – 3...5 мин⁻¹; расход воды на промывку примерно 3...4 % общего расхода воды, обрабатываемой на микрофильтре.

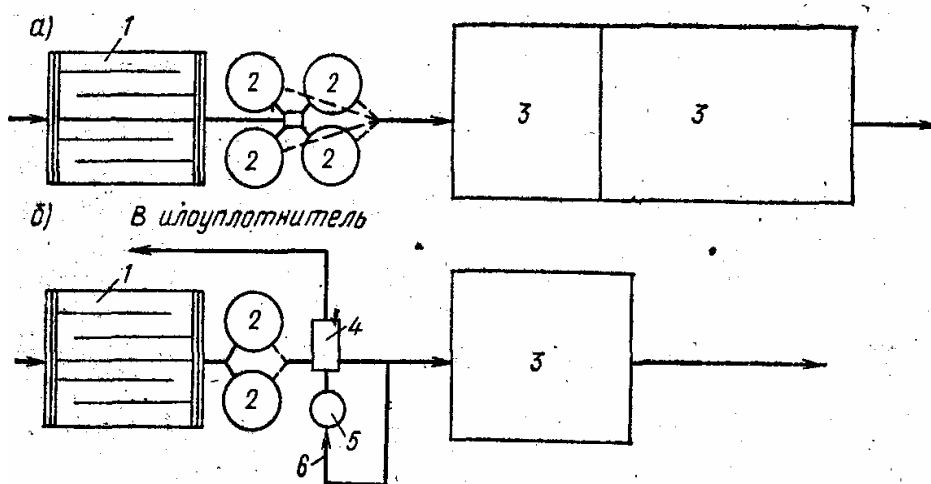


Рис. 6.10. Схемы очистных станций с вариантами решения сооружений доочистки:

а, б — вариант соответственно I и II; 1 — аэротенки; 2 — вторичные радиальные отстойники; 3 — биологические пруды; 4 — микрофильтры; 5 — насосная станция; 6 — подача промывочной воды.

Глубокая очистка биологически очищенных сточных вод на микрофильтрах обеспечивает снижение содержания взвешенных веществ на 50...70 % и БПК на 30...40 % общего их содержания в поступающей воде. При этом количество растворенного кислорода практически не уменьшается, что является преимуществом микрофильтров по сравнению с песчаными фильтрами. С применением микрофильтров в системе глубокой очистки появляется возможность уменьшить число вторичных отстойников, сократив продолжительность пребывания сточной воды в них до 30 мин либо заменив I ступень биологических прудов микрофильтрами, уменьшить площадь прудов, капитальные расходы и эксплуатационные затраты. Применение микрофильтров при глубокой очистке сточных вод после вторичных отстойников позволяет уменьшить площадь биологических прудов.

Методы фильтрования, микрофильтрации, флотации и глубокой очистки в биологических прудах по задержанию в них взвешенных веществ и БПК_{полн} обеспечивают разное качество очищенных вод по этим показателям при одинаковых значениях их в исходной воде, что свидетельствует о разных диапазонах применимости каждого метода. При концентрации взвешенных веществ в исходной воде менее 20 мг/л эффективность работы фильтров значительно превышает эффективность других методов; при концентрации взвешенных веществ более 20 мг/л эффективность флотаторов и микрофильтров увеличивается.

Независимо от величины БПК_{полн} в исходной сточной воде фильтры обеспечивают наибольшее снижение этого показателя. Это является существенным преимуществом метода фильтрования по сравнению с другими методами глубокой очистки, так как основная задача — уменьшение остаточного БПК_{полн} в биологически очищенных сточных водах без значительного удорожания всего комплекса сооружений.

Повторное использование доочищенных сточных вод в промышленности осуществляется в районах с высокоразвитой промышленностью и ограниченными водными ресурсами. Очищенные сточные воды используются для охлаждения закрытых теплообменных аппаратов и питания котлов, для тушения кокса, смыва и гидротранспорта окалина в различных отраслях промышленности.

Максимальное использование доочищенных городских сточных вод для производственного водоснабжения позволяет в значительной степени сократить потребление воды из природных источников и уменьшить сброс очищенных городских сточных вод в водоемы, что значительно снижает капитальные расходы и эксплуатационные затраты на водохозяйственные нужды городов, а также улучшит санитарное состояние водоемов. Доочищенные сточные воды целесообразно также использовать для поливки улиц и зеленых насаждений.

В перспективе процент использования доочищенных сточных вод в промышленности и городском хозяйстве должен резко возрасти. Это направление — одно из наиболее рациональных при использовании и охране водных ресурсов.

Библиографический список

1. Алексеев В.И., Винокурова Е.А., Пугачев Е.А. Проектирование сооружений переработки и утилизации осадков сточных вод с использованием элементов компьютерных информационных технологий: Учеб. пособие. – М.: Изд-во «АСВ», 2003.
2. Арбузов В.В. Экологические основы охраны гидросферы: Учебное пособие. – Пенза: МАНЭБ, 1999.
3. Биологическая очистка. Аэротенки: Учебное пособие / Исаева А.М., Николаева С.Н., Малютина Т.В., Хазов С.Н. – Пенза: ПГУАС, 2004.
4. Ветошкин А.Г. Процессы инженерной защиты окружающей среды (теоретические основы): Учеб. пособие. – Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005.
5. Ветошкин А.Г. Технология защиты окружающей среды (теоретические основы): Учебное пособие / Ветошкин А.Г., Таранцева К.Р. – Пенза: Изд-во ПТИ, 2003.
6. Жуков А.И. и др. Методы очистки производственных сточных вод. М. -: Стройиздат, 1977.
7. Ильичев В.Ю., Гринин А.С. Основы проектирования экобиозащитных систем: Учеб. пособие для вузов. /Под ред. А.С.Гринина. – М.: ЮНИТИ-ДАНА, 2002.
8. Кривошеин Д.А. Инженерная защита поверхностных вод от промышленных стоков: Учеб. пос. / Д.А.Кривошеин, П.П.Кукин, В.Л.Лапин. – М.: Высшая школа, 2003.
9. Инженерная экология. /Под ред. В.Т.Медведева. – М.: Гардарики, 2002.
10. Ксенофонтов Б.С. Флотационная очистка сточных вод. – М.: Новые технологии., 2003.
11. Мацнев А.И. Очистка сточных вод флотацией. – Киев: Будивельник, 1976.
12. Оборудование, сооружения, основы проектирования химико-технологических процессов защиты биосферы от промышленных выбросов / А.И.Родионов, Ю.П.Кузнецов, В.В.Зенков, Г.С.Соловьев. – М.: Химия, 1985.
13. Охрана окружающей среды / Под ред. С.В.Белова. – М.: Высшая школа, 1991.
14. Очистка производственных сточных вод / Под ред. С.В.Яковлева. – М.: Стройиздат, 1985.
15. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. – Л.: Химия, 1981.
16. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. – М.: Химия, 1967.
17. Процессы и аппараты химической технологии. Явления переноса, макрокинетика, подобие, моделирование, проектирование. В 5 т. Т.2. Механические и гидромеханические процессы / Под ред. А.М. Кутепова. – М.: Логос, 2001.
18. Родионов А.И. Технологические процессы экологической безопасности (Основы энвайронменталистики) / Родионов А.И., Клушин В.Н., Систер В.Г. – Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2000.
19. Родионов А.И. Техника защиты окружающей среды / Родионов А.И., Клушин В.Н., Торочешников Н.С. – М.: Химия, 1989.
20. СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения. – М.: ЦИТП Госстроя СССР, 1986.

21. Тимонин А.С. Инженерно-экологический справочник. В 3-х т. Т.2. - Калуга: Изд-во Н.Бочкаревой, 2003.
22. Тимонин А.С. Основы расчета и конструирования химико-технологического и природоохранного оборудования: Справочник: В 3 т. Т.2. - Калуга: Изд-во Н.Бочкаревой, 2002.
23. Яковлев С.В. [и др.]. Технология электрохимической очистки воды. - Л.: Стройиздат, 1987.
24. Яковлев С.В. Биологические фильтры / Яковлев С.В., Воронов Ю.В. - М.: Стройиздат, 1982.
25. Яковлев С.В. Водоотведение и очистка сточных вод / Яковлев С.В., Воронов Ю.В. - М.: Изд-во АСВ, 2002.
26. Яковлев С.В. Механическая очистка сточных вод / Яковлев С.В., Калицун В.И. - М.: Стройиздат, 1972.
27. Яковлев С.В. Биохимические процессы в очистке сточных вод / Яковлев С.В., Карюхина Т.А. - М.: Стройиздат, 1980.
28. Яковлев С.В. Канализация / Яковлев С.В., Ласков Ю.М. - М.: Стройиздат, 1998.